CANADA

DEPARTMENT OF ENERGY, MINES AND RESOURCES

OTTAWA

Mineral Policy Sector Internal Report
MRI 82/7

PROCESSING SECTOR COST ESTIMATES FOR THE OCEAN MANAGEMENT INC. MANGANESE NODULE PROCESSING FACILITY

Prepared in conjunction with the
Departmental Coordinating Committee on Ocean Minings
Deep Ocean Mining Study

by

D.W. Pasho
Ocean Mining Division
Canada Oil and Gas Lands Administration

and
D.E.C. King
Mineral Policy Sector

August, 1980

FOREWORD

This report is one of four from amongst a series of internal reports* prepared in conjunction with an extensive assessment of deep seabed resources undertaken by the Deep Ocean Working Group of Departmental Coordinating Committee on Ocean Mining. Although originally intended for internal use they are now being made available because of the significant award of information contained and because they were in a form that allowed publication with relatively little additional work and editing. In some cases, illustrations will appear as they did in the original reports for reasons of time and cost.

*originally RMB Internal Report 1980-5
(OMI Cost Estimates)

Cat. No.: M35-2/82-7
ISBN: 0-662-52271-0

CONTENTS

	Page
INTRODUCTION	1
Background and Purpose	1
Approach	2
PROCESS SUMMARY	4
CAPITAL COSTS	6
Basis of Estimates	6
Explanation of Costs	8
Site Development	8
Auxiliary Facilities	10
Stockpiling, Reclaiming and Materials' Handling	12
Drying and Selective Prereduction	14
Smelting	16
Converting	17
Refining	18
Cobalt Recovery	18
Waste Disposal	18
Other Costs	19
Capital Expenditure Profile	22
OPERATING COSTS	22
Basis of Estimates	22
Explanation of Costs	22
Process Materials	22
Utilities	25
Labour	25
Supplies	25
Property Tax, Insurance and Miscellaneous	25
Sales and Administration	25
APPENDICES	
I. Description of Some Potential Processing Plant Sites in British Columbia	28
II. Special Auxiliary Facilities	36

Page

FIGURES

1. Process Outline 3
2. Locations of Potential British Columbia Processing Sites 7

TABLES

1. Capital Costs, Site Development 9
2. Capital Costs, Auxiliary Facilities 11
3. Process Materials Stockpile 12
4. Capital Costs, Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling 14
5. Capital Costs, Drying and Selective Prereduction 15
6. Capital Costs, Converting 18
7. Capital Costs, Waste Disposal 19
8. Land Requirements 20
9. Capital Cost Summary 21
10. Capital Expenditure Profile 23
11. Process Materials Costs 24
12. Labour Schedule 26
13. Annual Operating Cost Summary 27

INTRODUCTION

Background and Purpose

In order to develop a sound technical foundation for policy development with respect to deep seabed resources the Department of Energy, Mines and Resources, Departmental Coordinating Committee on Ocean Mining (DCOM) undertook a broad ranging study of the technical and economic aspects of deep seabed resource development. Background work on the processing of seabed manganese nodules progressed from an initial state of the art review to brief but specific considerations of the possible processes to be used by the individual seabed mining Consortia.

Following from these preliminary studies the various available processes were screened and two were selected for more detailed consideration of technology and probable costs. One such process selected was a pyrometallurgical nodule processing scheme that might be used by Ocean Management Inc. (OMI). Information regarding this process was collected and synthesized in an earlier report by the authors entitled "A Generalized Estimating Model for the Ocean Management Inc., Manganese Nodules Processing Facility" (August, 1979). The model served as a basis for preparing cost estimates for the processing sector of an OMI ocean mining operation.

The cost estimates developed in this report are based upon earlier drafts of the OMI estimating model for the processing sector and are intended to be used in conjunction with cost estimates derived from a compatible estimating model of the mining and transport sectors to yield a complete cost estimate for an integrated OMI ocean mining operation.

Such cost estimates can in turn be utilized to:

1 compare the profitablity of envisioned seabed mining operations with existing and potential land based mining operations in order to estimate relative profitability, date of entry and rate of development of the industry, and impact on land based producers, such as Canada;

2 conduct sensitivity analysis of the profitability of seabed mining operations in order to study possible mechanisms of subsidization and compare the impact of changes in various parameters such as, energy, labour and capital costs;

3 provide reasonable examples that could be utilized to evaluate the financial arrangements being negotiated at the Law of the Sea Conference as well as federal and provincial tax treatment of seabed mining operations;

4 provide a basis for cost benefit analysis of a domestic processing plant, and to compare a domestic site to other locations being considered; and

5 provide a basis for estimating the quantity of metals that might be economically recovered from deep seabed manganese nodules (the resource).

Approach

In the estimating model, major plant cost categories that would not be significantly affected by the choice of site location were developed in some detail, but site specific cost categories were only outlined in a cursory fashion. The intent of this approach was to provide for maximum flexibility so that the cost estimate for an integrated operation could be readily developed for more than one process plant location by separately introducing the site-specific elements and costs for the location selected.

Based upon the estimating model, order-of-magnitude, capital and operating costs for the principle non-site specific cost categories were assessed by Falconbridge Nickel Mines Limited* under a joint contract from Resource Management Branch and the Regional Development Division of the Department of Energy, Mines and Resources, Canada.

A joint study with the British Columbia Ministry of Economic Development, for a hypothetical smelter complex on the west coast, afforded the opportunity for obtaining order-of-magnitude costs for site-specific cost categories. These estimates for potential processing site locations in British Columbia were prepared by Wright Engineers Limited (Vancouver) and H. Halverson and Associates (Vancouver) working under contract to the British Columbia Ministry of Economic Development.**

Information from both Falconbridge and Wright Engineers was reviewed and adjusted as appropriate in order to ensure compatability with respect to items for which costs allowances are made.

Material developed by G. Wittur and O. Fisher of EMR for inclusion in the study of potential processing sites in British Columbia was extremely useful.***

Some additional information was obtained from other feasibility studies:

1 Feasibility Study: Nickel-Copper Project Pardu Township, Ontario. Report by Parsons-Jurden Corp. for Great Lakes Nickel Limited March, 1970.

2 Nickel Recovery from Western Sources. Task 1 - Report - Technical and Economic Evaluation Report by Singmaster and Breyer for United States Bureau of Mines, December, 1975.

---

* Economics of Processing Deep Seabed Manganese Nodules: An Information Package Containing Cost Estimates for Modelled OMI and Kennecott Manganese Nodule Processing Facilities, 1979.

** Draft B.C. Metallurgical Complex Study, 1979.

*** Economics of Manganese Nodule Processing in British Columbia. Department of Energy, Mines and Resources, Canada and Ministry of Economic Development, British Columbia (Draft).

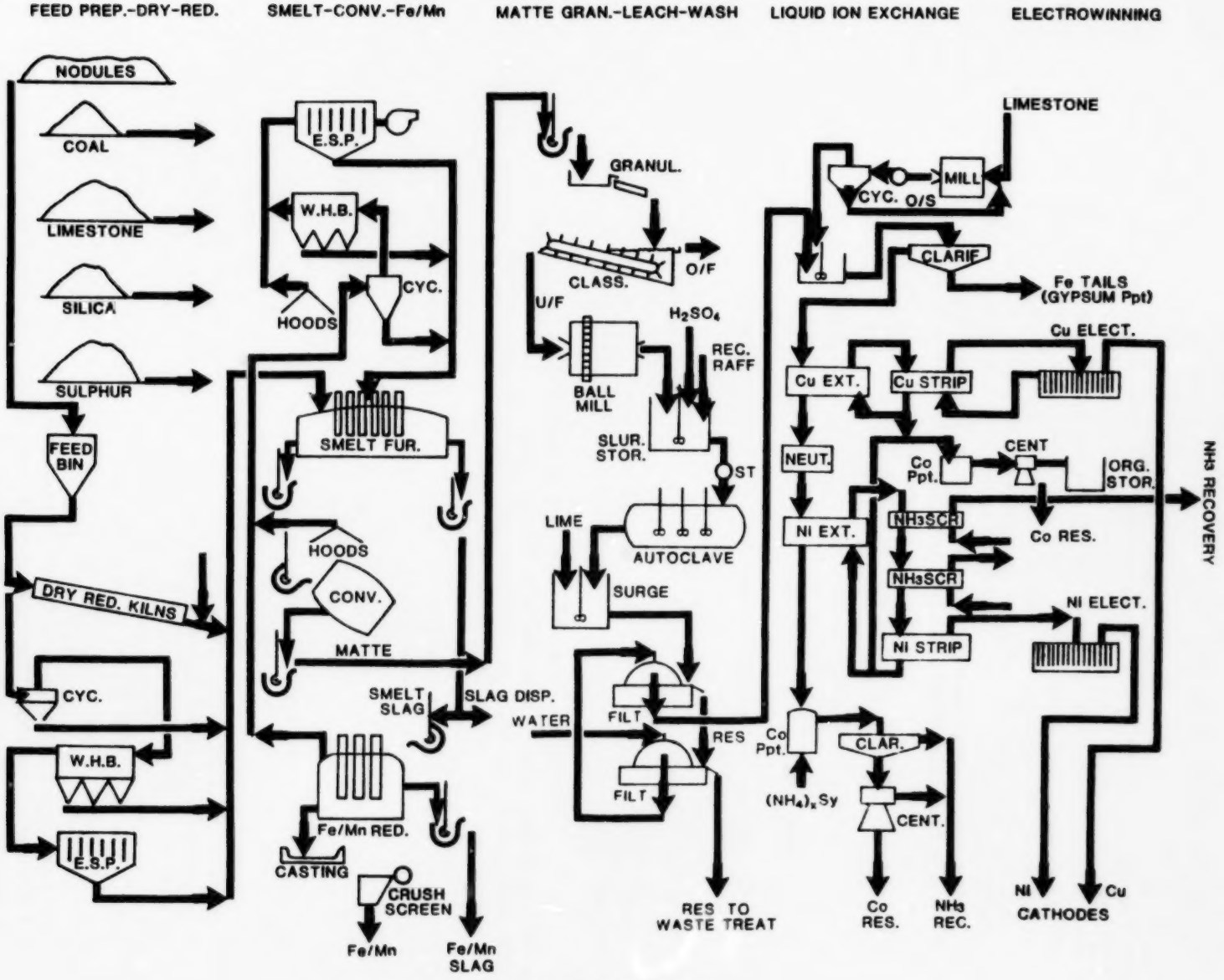

Fig. 1 PROCESS OUTLINE

PROCESS SUMMARY

In the modelled Ocean Management Inc. process, the nodules are dried and pre-reduced in kilns and then smelted in electric furnaces. The smelting stage concentrates the nickel, copper, cobalt and some iron into an alloy and rejects the bulk of the manganese, gangue, and some iron into the slag. The alloy is then converted to a matte, enabling a further removal of iron in the converter slag. Part of the smelter slag, high in manganese, may be reduced in another electric furnace to produce standard ferromanganese. The pyrometallurgy ends at this point. Recovery and purification of base metals from the matte is then carried out by pressure sulphuric acid leaching, solvent extraction and electrowinning.

A summary of significant quantities is given below:

Nodule grade (% dry wt)	
nickel	1.45
copper	1.25
cobalt	0.25
manganese	25.00
Nodule throughput:	
wet	4 873 474 wmty
dry	3 411 432 dmty
Plant utilization	330 days per year
Smelter slag to ferromanganese production	959 310 mty
Matte production	139 950 mty
Product output:	
nickel	46 229 mty
copper	40 314 mty
cobalt	6 579 mty
ferromanganese	265 650 mty
Waste products	
slag	3 354 450 mty
leach tailings	1 370 mty

Figure 1 outlines the main operations of the process.

Direct pumping of nodules from ship to plant storage is assumed herein, although transfer of nodules from the ore ships to shore might preferably be by self-unloading conveyor system or by conventional clamshell unloaders in order to keep the nodules as dry as possible before pyrometallurgical treatment. Stockpiles will be covered and will hold up to two months' inventory of nodule feed. Reclamation of feedstock will probably be by bucket wheel and conveyor belts.

Dry storage capacity for coal, coke and other major operating supplies is based on four weeks' inventory. Surge bins or silos for reclaimed nodules, coal and coke, are arranged in line to facilitate blending the feed for the drying and prereduction stages of the process.

The blended feed is charged into oil-fired rotary kilns in which drying and prereduction takes place as the charge moves through the kiln under a reducing atmoshpere at elevated temperature. Approximately six kilns will be required, each the equivalent of 150' by 20' diameter capacity. The resulting discharge from the kilns is 85 to 90% reduced with respect to base metals, while the iron is about 45% reduced. The partially oxidized gases leaving the discharge end of the kiln are burned in an after-burning chamber in order to recover the waste heat. Multiple dust collection systems remove and recycle dust from the off gases. Each gas train is assumed to serve two kilns. Dust carry-over may be up to 20% of the feed to the kilns.

Kiln discharge is blended with coke and silica and conveyed to hoppers and bell valves above the reduction furnace line. The presence of excess reductant in the discharge minimizes any re-oxidation during the transfer.

Smelting is carried out in electric furnaces at 1 400°C at which temperature further reduction takes place, raising recoveries to 95% of the base metals and 90% of the iron, which collect into a molten alloy. About 98.5% of the manganese collects in the slag together with all gangue minerals.

The first major separation of metals therefore takes place in the smelting stage, manganese and gangue minerals being substantially removed from the base metals as a slag, part of which can then be used as feed to an electric furnace for producing ferromanganese. The slag not used is transported to the main slag dump. Weight losses during the prereduction and smelting stages are considerable. Of about 15 000 t of "wet" nodules entering the kilns per day, the base metals leaving the smelting furnaces are concentrated into roughly 800 t of molten alloy for further treatment in equipment of correspondingly smaller scale.

After the molten alloy is transferred to converters, it is treated in essentially two stages. In the first stage, the manganese content is lowered to less than 0.1%, by blowing air through the molten alloy and in the second stage, a sulphurizing agent is added to produce a matte comprising a mixture of copper, nickel and cobalt sulphides while eliminating most of the remaining iron into a discardable iron-rich silicate slag. The matte produced in the converters is tapped, cast, crushed, and ground in rod mills for subsequent matte leaching and hydrometallurgical separation and recovery of the base metals.

Of a total of 10 165 mtd first stage smelter slag produced, approximately 2 907 mtd will be used for ferromanganese production. At 80% recovery of the manganese, approximately 805 mtp standard ferromanganese will be produced.

Nickel producers are currently employing several different flowsheets for nickel matte leaching. The system described in the literature for the treatment of OMI nickel/copper matte is based on pressure sulphuric acid leaching at 150 psi pressure and 100°C temperature in the presence of oxygen. By carefully limiting the addition of sulphuric acid, a minimum amount of elemental sulphur is formed while the base metals enter solution. A fine grind is preferred in order to complete the reaction in two hours. The final leach slurry contains free sulphuric acid besides nickel, copper and iron. Increasing the solution pH to 3.5 co-precipitates iron with gypsum which also carries down other minor metal impurities.

No process has been described on behalf of OMI for separating the copper, nickel and cobalt from the leach solution except to suggest the probable use of combinations of solvent extraction and electrowinning. The system would necessarily be different in detail from the system proposed by Kennecott Corporation because of the differences in solution chemistries and volumes. It is probable that OMI would employ sequential extraction of copper and nickel using LIX reagent in two virtually separate organic circuits. If so, as is assumed here, stripping of nickel by sulphuric acid at pH 3, and of copper by 160 g/l sulphuric acid would be carried out on the respective organic streams.

Electrowinning of nickel in closed circuit with nickel stripping, and copper in closed circuit with copper stripping would closely parallel the Kennecott system. Each metal would be marketed as a cathode grade product.

CAPITAL COSTS

Basis of Estimates

The cost estimates are, for the most part, based on information provided in the estimating model. A significant difference, however, is that the costs provided herein assume some manganese recovery. This was included only as an option in the estimating model. Other variations from the estimating model are drawn to the attention of the reader by means of explanatory footnotes.

Capital costs for major plant areas have been estimated by Falconbridge Nickel Mines Limited. They include the unit costs, freight and installation, are expressed in late 1978 Canadian dollars, and are based upon the assumption that the site is located in the Prince Rupert area. While these estimates are considered to be realistic, they are considered to be accurate only to within minus 20% and plus 50% in view of the lack of specific detail within the estimating model.

Site development, auxiliary facilities and waste disposal costs for four potential British Columbia processing site locations were developed by Wright Engineers Limited, Vancouver. The site conditions at Kitimat, Emsley Creek, Smith Island and Port Hardy (Figure 2) are summarized in Appendix I and seem to represent a reasonable range of potential site characteristics with a variety of infrastructure requirements. The

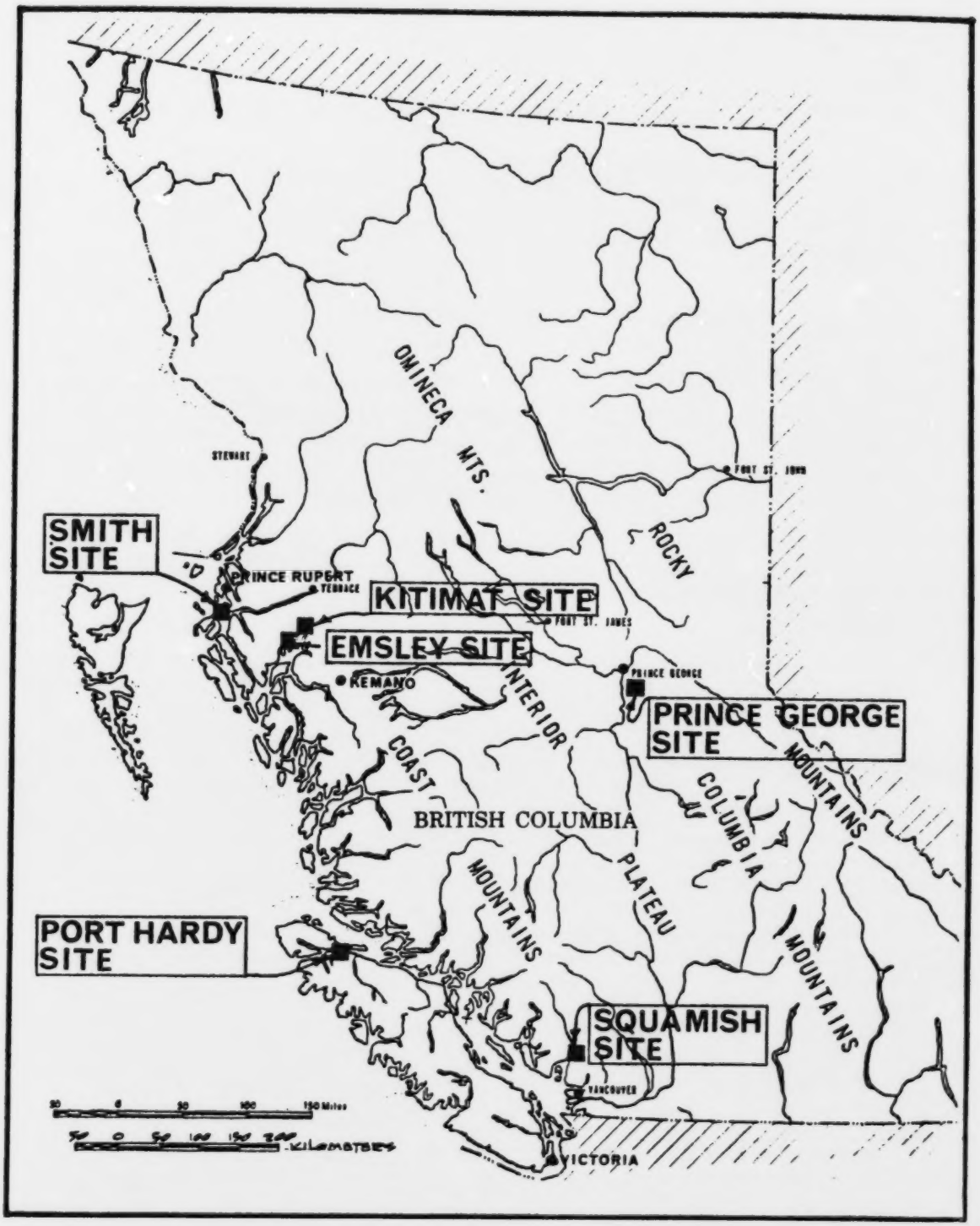

FIG. 2. LOCATIONS OF POTENTIAL BRITISH COLUMBIA PROCESSING SITES

costs estimated for each site location, should be considered as "very approximate" according to Wright Engineers Limited, due to the brevity of their study and the lack of detailed data such as site topography and foundation conditions. Costs were estimated in 1978 Canadian dollars. Where necessary to reconcile costs and eliminate overlaps between Falconbridge and Wright Engineers, this was done by the authors.

In general, the structure of the cost model has been developed to a greater extent than warranted by the accuracy of the estimates or cost allowances. This was done in order to facilitate the development of the model, to allow flexibility in its application and its subsequent improvement.

Explanation of Costs

Site Development

For the purposes of this study, it is assumed that with the exception of providing housing for senior staff, there is no corporate investment in **community infrastructure*** such as housing, schooling, health care, etc. The cost is estimated to be approximately $7.5 million.

General field costs,** which cover expenses for consumable materials, buildings, utilities, travel, security, administration, etc. during construction, are considered to be provided for in individual plant area estimates.

Site preparation costs includes clearing, site levelling, drainage and foundation preparation. Clearing costs were based upon estimated forest cover existing at the sites at the time they were inspected for the study. Because sufficient information on topography and foundation conditions was not available at each site, a constant amount of $10 million was assumed for excavation, site levelling, drainage and foundation treatment. In the case of the Emsley Creek site, an additional $1 million was added for diversion of the Creek. These estimates do not include the costs of plant foundation structures, (such as reinforced footings, slabs and piles, etc.).

Estimates for **offsite services** such as railway, roads, bridges, transmission lines, sub-stations, and water supply were developed for the individual sites based upon distances, and available information on topography, ground conditions, etc. These estimates may be considered as particularly suspect where storage dams would be required (Smith Island and Port Hardy) since there is practically no data available on the dam sites nor on the sources of materials for the construction of the dams.

---

* Shaded items correspond to cost headings in Tables.
** This was treated as a separate cost category in the estimating model.

Yard Services include general on-site distribution systems for water and power. Water distribution includes fire protection and sewage; the cooling water system includes cooling towers which are assumed to be on-site or close to the plant and having minimum head differences between plants. A separate estimate of $11 million has been made for trucks, front-end loaders, fork lifts and other mobile equipment to be used at the plant.

The extensive layout of the processing facilities and the substantial volumes of materials required to sustain the operation requires a rather extensive in-plant rail system for the effective movement of some bulk materials and most final products. Allowance for both local trackage and equipment is provided for in the process materials handling estimate.

Site development costs are summarized in Table 1.

TABLE 1

Capital Costs, Site Development

	Kitimat	Emsley Creek	Smith Island	Port Hardy
	$ millions			
Community Infrastructure				
Supervisors housing	7.5	7.5	7.5	7.5
General Field Costs	(included in individual plant area estimates - see text)			
Site Preparation				
Clearing	1.8	1.6	1.6	6.0
Site levelling and drainage	10.0	11.0	10.0	10.0
Subtotal	11.8	12.6	11.6	16.0
Offsite Services				
Railway	0.8	14.4	4.5	-[1]
Roads	0.2	2.4	2.6	0.5
Transmission lines	0.4	1.0	0.4	-[2]
Water supply	1.2	1.1	4.3[3]	10.5
Subtotal	2.6	18.9	11.8	11.0
Yard Services				
Mobile equipment	11.0	11.0	11.0	11.0
Water distribution	1.5	1.5	1.5	1.5
Cooling water system	4.5	4.5	4.5	7.0
Switching and power dist.[4]	6.3	6.3	6.3	-[2]
Roads, parking, fencing	1.0	1.0	1.0	1.0
Subtotal	24.3	24.3	24.3	20.5
TOTAL	46.2	63.3	55.2	55.0[2]

[1] No rail service to northern Vancouver Island.
[2] On site power plant required (see Appendix II).
[3] Dams required.
[4] Excludes internal power generation.

Auxiliary Facilities

Auxiliary facilities provided for herein, include auxiliary buildings, a marine terminal, overland transportation of the nodules from a marine terminal to the plant site, gas generation plants, coke plant, lime kiln and sulphuric acid plant (Table 2).

In the case of Port Hardy, a power plant will be required and, while not provided for in the capital cost estimates (See Appendix II), appropriate purchase power rates for such a new plant are allowed for in the operating costs.

Auxiliary buildings are pre-engineered, of steel frame construction and include a general warehouse, maintenance and repair shops, vehicle garage, offices, laboratory, truck scale, lunchroom and change and gate houses. Other buildings are accounted for in specific cost areas.

Marine terminal estimates assume the transfer of nodules slurry to the shore using a Marconaflo system and a mono-buoy mooring system. A land cost allowance assumes a price of $1500/acre and 50 acres maximum requirement. Relatively extensive facilities are provided for ship or barge loading materials' transfer, and product storage. Materials' handling provides for railcar loading of a unit delivery volumes of materials delivered to the terminal by ship/barge. In the case of Port Hardy, extra materials' storage facilities are provided for process materials' handling because all materials arrive by ship/barge.

Overland ore transportation from the marine terminal to the process plant includes the pipeline and pump stations as required for the specific site. In reality, consideration would have to be given to various off-loading and handling systems and other means of transporting nodule feed to the plant in order to minimize the water content in the feed. An extra cost allowance is provided to cover this requirement.

Gas generation facilities are provided for the production of oxygen, nitrogen, producer gas, and hydrogen.

An analogous oxygen plant capable of producing approximately 335 000 mtpy is quoted at $5 million. Should hydrogen be produced using electrolytic cells, the oxygen co-production from electrolysis would somewhat reduce the size of the oxygen facility. It is estimated that the plant will require roughly 10 megawatts of power. Approximately 1.34 million tons of nitrogen gas for maintaining an inert atmosphere is produced as a byproduct from the oxygen plant.

Reducing gas generation using fuel oil can be accomplished by using a gasifier. The installed cost, including storage vessels and a minimum amount of piping, has been quoted at approximately $4 million.

A quotation for a hydrogen gas generation system has been adjusted to present price and volume requirements and comes to approximately $200,000.

TABLE 2

Capital Costs, Auxiliary Facilities

	Kitimat	Emsley Creek	Smith Island	Port Hardy
	$ millions			
Auxiliary Buildings	10.3	10.3	10.3	10.3
Marine Terminal				
Site development and services	5.0	6.0	6.0	6.0
Land	.1	.1	.1	.1
Single bay mooring	2.0	2.0	2.0	2.0
Ship & barge load/unload	5.0	5.0	5.0	5.0
Dock storage	3.0	4.0	4.0	3.0
Product storage	1.0	1.0	1.0	1.0
Materials handling	2.0	2.0	2.0	4.0
Subtotal	18.1	20.1	20.1	21.1
Overland Ore Transportation	6.2	2.1	3.8	1.8
Gas Generation				
Oxygen plant	5.0	5.0	5.0	5.0
Producer gas	4.0	4.0	4.0	4.0
Hydrogen	0.2	0.2	0.2	0.2
Subtotal	9.2	9.2	9.2	9.2
Lime Kiln	0.5	0.5	0.5	0.5
Internal Power Generation	50.0	50.0	50.0	50.0
Sulphuric Acid Plant	9.0	9.0	9.0	9.0
TOTAL	103.3	101.2	102.9	101.9

A small **lime kiln** could be installed as an alternative to purchasing lime, since lime requirements are slightly in excess of 2 000 mtpw. Lime producers are not known to be available in the Prince Rupert area. An additional 128 000 mt of limestone would be required annually. A lime kiln ducting, housing and packaging or storage facilities is estimated at $450,000.

Internal power generation* provides approximately 100 MW of the plant's total power requirements of 275 MW. Turbo generators, switch gear and condensors are estimated to cost approximately $50 million. Waste heat boilers have been allowed for in individual plant sections.

* Not discussed in estimating model.

The conversion of some of the input sulphur into sulphuric acid by an **acid plant** capable of producing 220 tons of acid per day is estimated at $9 million. Approximately 18 000 mty sulphur is produced as SO_2 recovered from converting. Additional annual sulphur requirements would amount to approximately 5 000 mt.

Stockpiling, Reclaiming and Materials' Handling

Nodule storage facilities for eight weeks, or approximately 870 000 wmt of nodules, is provided at the plant site by pre-engineered covered units. Dikes for gathering decanted water in sumps for discharge are also included. Reclaiming is accomplished using conventional wheel-recovery system loading onto conveyor belts. Guided by existing practice, the basic cost is estimated at approximately $10.5 million.

TABLE 3

Process Materials Stockpile

Material	Annual Requirements[1]	Stock Pile Requirements		Delivery[2]
		Duration	Amount	
	mtpy	weeks	mt	
Nodules	4 873 474 wmt	8	866 080	ship
Coal	1 012 000	4	85 900	rail
Coke	300 000	4	25 500	ship
Fuel Oil	666 800 bbls	4	57 000	ship
Limestone	371 500	4	31 521	ship
Silica	373 000	4	31 600	rail
Sulphur	43 800	4	3 700	rail
Iron Ore	46 000	6	5 800	ship
Electrode Paste	40 000	-	-	rail

[1] Includes:

coal:	12 000 mtpy (lime kiln)
coke:	100 000 mtpy (ferromanganese production)
fuel oil:	9 000 bbls/year (lime kiln)
limestone:	243 500 mtpy (ferromanganese production)
	128 000 mtpy (to produce 70 000 mtpy lime)
hematite:	46 000 mtpy (ferromanganese production)
electrode paste:	7 000 mtpy (ferromanganese production)
sulphur:	4 870 mtpy (additional required for H_2SO_4 production)

[2] At Port Hardy, all materials are delivered via ship.

As the nodules are transported to the stockpile in slurry form, **dewatering** and screening equipment would result in an additional cost of approximately $2 million.

Facilities at the plant for **process materials storage,** reclaiming, handling and distribution are provided generally assuming a four weeks stockpile of all bulk materials. Most materials are considered to be delivered by rail or ship depending upon the assumed source of materials (Table 3).

Four weeks of covered storage facilities for **coal** (86 000 mt) including incoming conveyors and outgoing recovery equipment, would cost approximately $1.15 million.

Assuming the delivery of **coke*** in shiploads of approximately 25 000 mt, the cost of silo-storage facilities, including handling and dispensing, would be approximately $750,000.

Tank storage for approximately four weeks of **fuel oil** (approximately 57 000 bbls) is provided by storage tanks. The tanks are diked and protected with foam systems. Central storage, pumping and storage facilities at various plant sections have been arrived at by escalating known costs and are approximately $3 million.

Covered storage for a four week stockpile of **limestone** (32 000 mt) would be similar for the coal stockpile facility and the limestone would be recovered using front-end loaders emptying onto conveyor systems leading to a storage silo at the head of each reduction lime kiln. Additional use areas are accommodated by small bins fed from the central storage area. Because of the diverse operations requiring limestone and their varying processing requirements, it is anticipated that crusher screens will be required to prepare limestone for specific use. The cost of the limestone storage facilities is estimated at approximately $2 million.

Storage of four week's **silica** supply (32 000 mt) will be similar to other bulk products and is estimated to cost approximately $610,000. The feed distribution systems, particularly those around the electric furnace, are estimated to cost an additional $910,000 for a total silica stockpile and distribution cost of $1.52 million.

A four week covered **sulphur** stockpile (3 700 mt) is assumed as the sulphur received in dry form can be stored for any length of time and melted on-site for distribution at the facility. The total cost for a sulphur melter plus storage and piping is estimated at approximately $970,000.

A suitable storage building for **electrode paste** would cost approximately $600,000. The equipment for handling the material in and out of the warehouse and to use locations is taken to be $150,000 for a total of $750,000.

---

* The large coke requirements may dictate an on-site coke plant not herein provided for (see Appendix II).

TABLE 4

Capital Costs, Stockpiling, Reclaiming And Materials Handling

	All sites $ millions
Nodule Stockpile and Reclaim	
Storage and reclaim	10.50
Dewatering	2.00
	12.50
Process Materials Storage and Handling	
Coal	1.15
Coke	0.75
Fuel Oil	3.00
Limestone	2.00
Silica	1.52
Sulphur	0.97
Electrode paste	0.75
Hematite	0.25
	22.89
TOTAL	22.89

Silo storage for **hematite** (5 800 mt) is estimated at $250,000. Delivery is via ship.

The capital costs of storing all other consumable materials are taken to be minor and considered to be included in the estimates of various plant sections.

A capital cost summary for the area is given in Table 4.

Drying and Selective Prereduction

Provision is made for an in-line **storage and blending** system for coal*, coke and nodules delivered from plant stockpiles. For coal and coke, an installation of silos mounted in a steel building with incoming conveyors and an outgoing conveyor-blending system is estimated to cost $14 million. The relatively high cost is attributed to the requirement for flexibility in feeding the kiln systems during on and off operating periods as well as in allowing for control of the crusher which would probably be required based on operating experience. Bins that contain nodules delivered directly ahead of the kilns are estimated to cost $2 million, bringing the total to $16 million.

* No coal is shown on the flowsheet of our estimating model. Allowance is made herein for both coal and coke feeding and blending facilities as it is felt that these will prove to be the most economical reductants for the process.

The cost of a **kiln system** has been estimated on the basis of six kilns, each having its own feed system, oil-firing equipment, and a system for discharging and delivering the output for further processing.

Even with burners of the type provided for maintaining the heat in the drying zones of the kilns, a considerable amount of excess heat will be available in the outgoing gases from the combustion of coke. To utilize these heat values, an after-burning chamber is provided for, allowing for combustion of carbon and carbon monoxide gases and yielding a relatively clean off-gas. The presence of carbonaceous material in the reduced discharge will conceivably minimize re-oxidation of the partly reduced nodules during transfer from the kiln to the electric furnace. On the other hand, the presence of an excess of coke in the discharge product could lead to unstable operation in the electric furnaces - a problem that requires further consideration. In view of this, an approach is adopted wherein unburned coke is screened off prior to the introduction of the discharge into the next process stage.

The kiln discharge is put through a double valve system into cars. Because of the high volume of fines produced in the kilns, the number of units in the system is adjusted upward and a separate hauling system is included to handle the fine material.

The kiln system consisting of 6 kilns, with feed bins and proportioning system would, allowing for scale-up, cost approximately $119 million.

Based upon recent experience using soft pelletal feed, losses are assumed to be in the range of 20%* and thus require a **dust recycle** system. Dust captured in the off-gas cleaning system is prepared for reprocessing in the kilns in a balling system that includes a small grinding mill, balling disc and equipment for re-introducing the pellets to the kiln system. For the plant volumes involved, the system is estimated to be worth in the order of $4 million.

*6% was used in the estimating model.

TABLE 5

Capital Costs, Drying and Selective Prereduction

	All Sites $ millions
Storage and blending	16.00
Kiln system	119.00
Dust recycle	4.00
Gas cleaning	28.00
Product discharge and transfer	1.50
TOTAL	168.50

A **gas cleaning system*** installed past the after-burning system would include waste heat boilers, water treatment system, piping, hot electrostatic precipitators, connecting duct work and dry dust gathering systems. The system is assumed to be worth $20 million. The addition of a single stack, with breaching of the necessary height (in the range of 600'), would be worth an additional $8 million for a total of $28 million.

Product discharge and transfer is accomplished by means of track-mounted, refractory lined cars drawn by small trolley locomotives to the electric furnaces. It is assumed that the product will not reoxidize during transfer. The kiln to train, and train to electric furnace discharge systems can be relatively simple. The trains, elevated or mounted above the furnaces, discharge directly through feed-pipes to deliver material from properly spotted cars. Dust handling systems over the discharge points will be required. The cost for bell valves or discharge valves from the kiln, the transfer cars and locomotive and track system, the supporting building and auxiliaries is estimated to be $1.5 million.

Costs are listed in Table 5.

Smelting

The smelting operation provides for flux additions, electric furnaces, off-gas treatment, dust collection and metal transfer to converting.

Silica and limestone fluxes for the electric furnaces will be delivered to storage bins via conveyors and from the bins to the incoming transfer cars on a proportioned basis. The cars then deliver the complete mix to the electric furnaces.

It is assumed that four electric furnaces, each approximately 30' x 100', with six inline electrodes will be required. High magnesium refractories suitable for this application will be used. As in most high-powered applications, it has been found that cooling the walls at the slag/matte interface, is required. Allowance has been made in the estimate for installation of a patented, copper cooler for preserving and lengthening the life of the refractories.

One of the four furnaces is available to treat slag for production of standard high carbon ferromanganese. The product would be tapped into ladles and transferred to moulds for cooling after which it would be crushed and stored for loading into the rail cars.

---

* Presently, steam generation for the production of power would not be justified at current British Columbia costs of hydroelectric power, and, if only used for scrubbing, the added expense of waste heat boilers and dry electrostatic precipitators would likewise be unjustifiable on the basis of economics. The costs are included here to allow for the desire for energy conservation and for probable increases in B.C. Hydro rates.

Estimates for the electric furnaces and flux bin are based upon recently built units. It is estimated that the cost for four electric furnace units would be $30 million.

Ventilation and off-gas treatment for the furnaces can be accomplished in a manner similar to that employed in many locations.

Ventilation at the point where transfer cars are charged into the electric furnaces mixes dilution air with the hot gases coming off the furnaces. The combined gases are delivered to a large conventional baghouse where the gases are cleaned and discharged to the atmosphere. The collected dust is returned directly to the furnaces via chutes from the baghouse. This approach will minimize the amount of ducting and piping work for gas cleaning.

The building is estimated at $6 million while services, including ventilation, water, air, water cooling and baghouses, etc., are assumed to cost another $3 million.

Approximately two-thirds of the slag tapped from one end of the furnaces will be directed to slag disposal, and the remainder directly transferred in a molten state to the ferromanganese furnace.

Matte will be tapped from the furnaces into pots and transferred to the converter aisle using track-mounted cars drawn by a small diesel-powered locomotive. The pots will then be lifted and handled by cranes in the converter section of the plant. Total costs are estimated at $39 million for the smelter unit operation.

Converting

Either Pierce Smith or top-blown rotary **converters** (TBRC) can be used to convert low grade matte, although the TBRC yields somewhat higher concentration of SO_2 in the off-gas. Slagging can be carried out with equal ease in either type of converter and operating costs would be about the same.

It is assumed that conversion of the matte would be accomplished using three Pierce Smith 30' x 13' converters, with water cooled hoods and provision for gas cleaning. Off-gases are directed to a waste heat boiler for cooling followed by the gas cleaning units for acid production.

The estimated cost of the converters, hoods, ducting, and waste heat boilers is $17.5 million.

The matte from the converters will be cast, crushed and granulated in a small **matte crushing and grinding** system. A cooling area, moulds, matte breaker, and crusher (to 2" material) should cost about $6 million and matte grinding equipment $5 million.

TABLE 6

Capital Costs, Converting

	All Sites $ millions
Converter system	17.50
Matte crushing and grinding	11.00
TOTAL	28.50

Refining

The plant areas included in "refining" are matte leaching, liquid ion exchange and electrowinning. The estimate used herein is based upon a matte leach, solvent extraction, electrowinning and packing system estimated for construction in 1976. The system differs in detail from the one described in the estimating model in both flowsheet and process media, but, in general, it embodies similar operations and would probably cost a comparable amount to install and operate. Appropriate escalation and sizing factors have been applied.

Electrowinning cells are assumed to be concrete units with plastic liners and the tank houses to incorporate the latest in electrical and environmental improvements in order to maintain efficient operation and good working conditions.

The copper cathodes are strapped for shipment. A nickel shearing unit, and packing and weighing units are included in the estimate.

The total cost is estimated at $164 million.

Cobalt Recovery

The cobalt refinery that provides the basis for the estimate used herein includes solvent purification, electrowinning, shearing and strapping steps along with some storage for solutions to cover grade variations in the feed stock. The process used for cobalt recovery is considered to be more efficient than most currently in operation.

As estimated from the cost of replacing an existing facility, the cost of this section should be in the area of $20 million.

Waste Disposal

Estimates for waste disposal include slag haulage, a tailings pond, effluent collection and disposal and land (Table 7).

TABLE 7

Capital Costs, Waste Disposal

	Kitimat	Emsley[1] Creek	Smith Island	Port Hardy
		$ millions		
Slag preparation	1.50	1.50	1.50	1.50
Slag transport	1.20	1.10	0.50	1.20
Tailings pond	2.78	-	2.78	2.78
Effluent disposal	0.80	-	0.80	0.80
Land	0.51	-	0.51	0.51
TOTAL	6.79	2.60	6.09	6.79

[1] Disposal in Kitimat Arm - granulated slag.

A **slag haulage** estimate provides for track, hot cars and other equipment. The total cost for a square, earthen diked, lined **tailings pond** is included. **Effluent disposal** provides for run-off and seepage collection and an effluent pipe and outfall. Allowance for land for waste disposal is based on 340 acres at $1500/acre.

At Emsley Creek, slag granulation and pumping into Kitimat Arm is assumed (Appendix I) and accounted for in **slag preparation.**

Other Costs

An allowance of 18%* of total process plant area costs is provided for **engineering** and assumes that the basic process flowsheet will be made available to the designers by the owner. It is further assumed that the owner is able to provide an operating liaison group with all the necesary process information in order to allow the engineering contractor to convert it into the plant specifications and design drawings. The engineering contractor will work in advance of construction and will prepare design drawings, equipment specifications and contract packages in order to purchase equipment and let contracts for construction. Project management and site supervision are also assumed to be the responsibilities of the engineering contractor.

An allowance for **contingencies** of 20% of process plant costs has been included and is considered applicable when the units used in the process are conventional as they do in fact appear to be. Site dependent items would be given a higher percentage. The contingency items have been distributed to cover the expected cash flows for contingencies.

Spares inventory is taken as 5% of installed capital equipment of approximately $485 million and is based upon the mechanical exposure of the operating equipment.

* 12% detailed engineering and 6% site supervision.

A **training** allowance of $10 million has been made for recruiting costs, training, moving-in expenses and other assembly cost for the initial manning of the process plants.

Non-recurring **start-up** costs are estimated at $12 million on the assumption that 6 months operation will be required to reach production capacity; with zero production for one third of the time, one third production for one third of the time and two thirds production for one third of the time. This allows for circuit filling and off-grade production.

Taxes and insurance are assumed to be approximately 3% of the installed capital equipment costs of $485 million.

Land costs provide only for the main plant (Table 8). Because the option may exist to dispose of granulated slag offshore (Emsley Creek Site - Appendix I) and waste disposal is site-specific, land for waste disposal is estimated separately. Similarly, land requirements for the marine terminal are identified. Land for other auxiliary facilities is considered minor.

TABLE 8

Land Requirements

Facility	Land Requirement acres	Cost at $1500/acre
Main Plant		
Nodule storage	100	
Rail sidings and material storage	35	
Roads and rail access	25	
Auxiliary facilities	nil[1]	
Drying and reduction	15	
Smelting and manganese recovery	200	
Refining and cobalt recovery	100	
Subtotal	475	712,500
Waste Disposal[1]		
Slag and tailings at 17 acres/year	340	510,000
Marine Terminal[2]		
Maximum	50	75,000
TOTAL	865	$1,297,500

[1] Included in Waste Disposal (Table 7).
[2] Included in Auxiliary Facilities (Table 2, Marine Terminal).

TABLE 9

Capital Cost Summary

Cost Area	Site			
	Kitimat	Emsley Creek	Smith Island	Port Hardy[1]
	$ millions			
Site development	46.2	63.3	55.2	55.0
Auxiliary facilities	103.3	101.2	102.9	101.9
Stockpiling, reclaiming & materials handling	22.9	22.9	22.9	22.9
Drying and selective prereduction	168.5	168.5	168.5	168.5
Smelting	39.0	39.0	39.0	39.0
Converting	28.5	28.5	28.5	28.5
Manganese recovery	(included in other areas - see Smelting)			
Refining	164.0	164.0	164.0	164.0
Cobalt recovery	20.0	20.0	20.0	20.0
Waste Disposal	6.8	2.6	6.1	6.8
Subtotal (plant area cost)	599.2	610.0	607.1	606.6
Engineering	107.8	109.8	109.3	109.2
Subtotal (process plant cost)	707.1	719.8	716.4	715.8
Contingency	141.4	144.0	143.3	143.2
Subtotal	848.4	863.8	859.7	859.0
Spares	24.3	24.3	24.3	24.3
Training	10.0	10.0	10.0	10.0
Startup	12.0	12.0	12.0	12.0
Taxes and insurance	14.6	14.6	14.6	14.6
Land	.7	.7	.7	.7
Total	910.0	925.4	921.3	920.6
Working capital[2]	130.0	127.3	127.3	143.2
Grand Total	1,044.0	1,052.7	1,048.6	1,063.8

[1] No provision for cost of on-site power plant.
[2] 6 months plant operating costs, no provision for nodule stockpile.

A **working capital** allowance of 6 months operating cost is provided for in-process materials, raw materials inventory, product inventory, accounts receivable and ready cash. It is assumed that a stockpile is available at the time of plant start up. Although the nodule stockpile, because of its size and the significiant value of delivered nodules, would constitute a significant addition to working capital, nodules are not included in the calculation but would have to be allowed for in a model of an integrated operation.

Capital Expenditure Profile

The **expenditure profile** (Table 10) for initial capital assumes 4½ years construction. Engineering precedes the start of construction by 4 months and continues through 75% of the total construction period, with the marine terminal and off-site services completed during the first year. The plant costs are allocated over the next 36 months and the refinery during the last 6 months. Working capital expenditures are not included.

Replacement capital is taken as 1% of total plant costs per year, starting in the third year of production, to maintaining plant competitiveness and incorporate new technological improvements (but not plant extensions). Mobile equipment is replaced every 5 years.

OPERATING COSTS

Basis of Estimates

Operating cost estimates are based largely upon information provided by Falconbridge Nickel Mines Limited and Wright Engineers Limited. Assumptions are stated for each cost area.

Operating costs for all sections, including auxiliary facilities, are aggregated under the heatings; process materials (fuel and non-fuel), utilities, labour, supplies, property tax, sales and administration. All operating costs are summarized in Table 13.

Explanation of Costs

Process Materials

Both fuel and non-fuel process materials costs include an allowance for the basic materials cost (Table 11), and a transportation surcharge for delivery to a specific site.

Delivery surcharges were estimated by EMR based upon information provided by Wright Engineering Limited and, depending on the delivery scenario, covers costs of delivery from the marine terminal to the plant site.

TABLE 10

Capital Expenditure Profile[1]

Cost Item	Expenditure by Year (in '000 dollars) -5	-4	-3	-2	-1	Total
	$ millions					
Plant & Equipment	59.9 (10)	221.7 (37)	161.8 (27)	77.9 (13)	77.9 (13)	599.2 (100)
Engineering and Site Supervision	42.0 (39)	27.0 (25)	24.8 (23)	9.7 (9)	4.3 (4)	107.8 (100)
Contingency	15.6 (11)	29.7 (21)	38.2 (27)	45.2 (32)	12.7 (9)	141.4 (100)
Spares	-	-	-	9.2 (38)	15.1 (62)	24.3 (100)
Training and Startup	-	-	-	-	22.0 (100)	22.0 (100)
Taxes and Insurance	.9 (6)	1.9 (13)	2.8 (19)	3.7 (25)	5.3 (100)	14.6 (100)
Land	0.7 (100)					0.7 (100)
TOTAL (no working capital)	119.1	280.3	227.6	145.7	137.3	910.0
Working Capital	-	-	-	-	(130.0)	(130.0)
TOTAL (with working capital)	119.1	280.3	227.6	145.7	267.3	1,040.0

( ) = percentage distribution for the cost item.

[1] Kitimat used as base case.

TABLE 11

Process Materials Costs

Process Materials	Annual Requirement mtpy	Basic Price[1] $/mt	Basic Cost '000 dollars	Delivery Surcharge (in '000 dollars) Kitimat	Emsley Creek	Smith Island	Port Hardy
Fuel Materials							
Coal	1 012 000	50 (Mainland Port)	50,600	-	-	-	5,060
Coke[2]	300 000	150 (B.C. Port)	45,000	1,200	-	-	-
Fuel oil	666 800 bbls	15/bbl (B.C. Port)	10,002	nil	nil	nil	nil
TOTAL FUEL			105,602	1,200	nil	nil	5,060
Non-Fuel Materials							
Limestone	371 500	25 (B.C. Port)	9,288	7,059 (19)[3]	5,201 (14)	5,201 (14)	3,344 (9)
Silica	373 000	12 (B.C. Port)	4,476	7,087 (19)	5,222 (14)	5,222 (14)	1,492 (4)
Sulphur	43 800	59 (Mainland Port)	2,584	1,533 (35)	1,533 (35)	1,533 (35)	1,971 (45)
Iron Ore	46 000	18 (B.C. Port)	828	874 (19)	644 (14)	644 (14)	184 (4)
Electrode paste	40 000	310 (Kitimat)	12,400	160 (4)	nil	nil	560 (14)
Ammonia	3 000	171 (Mainland Port)	513	120 (40)	120 (40)	120 (40)	150 (50)
Hydrogen sulphide[2]	5 500	500 (Ft. Saskatchewan)	2,750	275 (50)	275 (50)	275 (50)	330 (60)
LIX reagent	840	7 166 (Anywhere, B.C.)	6,019				
Flocculant	320	660 (Anywhere, B.C.)	211				
Sodium sulphate	1 100	75 (Anywhere, B.C.)	83				
Boric acid	180	400 (Anywhere, B.C.)	72	122 (25)	122 (25)	122 (25)	122 (25)
Salt (NaCl)	180	75 (Anywhere, B.C.)	14				
Water tower chemical	740	1 800 (Anywhere, B.C.)	1,332				
Filter aid	1 500	195 (Anywhere, B.C.)	293				
TOTAL NON-FUEL			40,683	17,230	13,117	13,117	8,153

1 Source: EMR estimate; prices f.o.b. delivery point; "B.C. Port" includes Vancouver Island (e.g. Port Hardy), "Mainland Port" does not.
2 May be produced on-site.
3 ( ) = $/mt delivery sucharge.

Utilities

Purchase power requirements are approximately 175 MW*. At the present mill rate for large industrial users purchasing power under contract from B.C. Hydro of 13.3 mils per kWh (effective April, 1979) the cost is $18.4 million.**

In the case of Port Hardy, the cost of purchasing power from a new 175 MW coal fired plant is estimated at 36 mils per kWh for a purchase power cost of $50 million (Appendix II).

Labour

Plant labour cost is calculated on the basis of labour requirements developed for major plant sections (Table 12) and annual costs of $21,800 each for operators, $24,100 for maintenance and $27,500 for salaried staff. The figures include burdens, all payments made on behalf of the employee (about 25% of base pay) but excludes indirect employment costs such as recreation, cafeteria, etc. Of the total manning requirement of 1,910, salaried staff is taken as 478 (25%), operators at 859 (45%), and maintenance labour at 573 (30%).

Supplies

Provision is made for operating, maintenance, safety and health, and laboratory supplies.

Property Tax, Insurance and Miscellaneous

Property taxes, insurance, permits and inspection are provided for by allowing $1.5 million.

Sales and Administration

The allowance for sales fees and costs have been reviewed with people working in this field and are considered very adequate. Provision is made for 10 people at $100,000 each per annum plus a basic cost of $5 million.

---

* Approximately 100 MW is generated internally: total power requirement of 275 MW (includes 60 MW for ferromanganese production).

** Assumes 24 hours/day for 330 days/year.

TABLE 12

Labour Schedule

Plant Area	Labour
Auxiliary Facilities	
Overland Transport	4
Marine Terminal	40
Oxygen Plant	10
Sulphuric Acid Plant	20
Lime Kiln	6
Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling	150
Drying and Selective Prereduction	360
Smelter and Converting (associated with manganese production)	450
Ferromanganese Production	60
Refining and Cobalt Recovery	600
Yard and Miscellaneous	210
TOTAL	1,910

TABLE 13

Annual Operating Cost Summary

Cost Items	Site			
	Kitimat	Emsley Creek	Smith Island	Port Hardy
	$ millions			
Direct Costs				
Process Materials				
Fuel Materials	106.8	105.6	105.6	110.7
Non-Fuel Materials	58.1	54.0	54.0	49.0
Subtotal	164.9	159.6	159.6	159.7
Utilities				
Purchase Power	18.4	18.4	18.4	50.0[1]
Labour				
Salaried	13.2	13.2	13.2	13.2
Maintenance	18.7	18.7	18.7	18.7
Operating	13.8	13.7	13.7	13.7
Subtotal	45.7	45.6	45.6	45.6
Supplies				
Operating	13.4	13.4	13.4	13.4
Maintenance - Repair	9.0	9.0	9.0	9.0
Safety & Health	0.6	0.6	0.6	0.6
Laboratory	0.5	0.5	0.5	0.5
Subtotal	23.5	23.5	23.5	23.5
Subtotal, Direct Costs	252.5	247.1	247.2	278.8
Indirect Costs				
Property Taxes and Insurance	1.5	1.5	1.5	1.5
Sales and Administration	6.0	6.0	6.0	6.0
Subtotal, Indirect Costs	7.5	7.5	7.5	7.5
Grand Total	260.0	254.6	254.6	286.3

[1] Purchase power from on-site plant.

APPENDIX I

Description Of Some Potential Processing Plant Sites in British Columbia

The following site summaries have been compiled from a report, by Wright Engineers Limited for the British Columbia Ministry of Economic Development, to which contributions were made by the Research & Development/Mineral Policy Sector section of the federal Department of Energy, Mines and Resources. The report deals in part, with potential processing sites for manganese nodules and considers four sites which appear to be suitable on the basis of a gross assessment of such factors as availability of industrial land for the plant, tailing disposal, access, and power. Three of the sites are located in the general vicinity of Prince Rupert and Kitimat and the other is located on the northeast coast of Vancouver Island.

The sites share the common characteristic of having an excess of annual precipitation over annual evaporation as well as having suitable locations for deep water port facilities. These characteristics will have cost implications with respect to the need for covered storage, waste disposal facilities, and evaporative cooling.

Some characteristics of each site that effect the specific capital and operating cost estimated for a plant at those locations are summarized below:

Kitimat

A site on the western side of the Kitimat Valley just to the south of the Little Wedeene River was selected as the basis for estimates of site costs at Kitimat (Figure I-1). The gently sloping site is located close to the sea and to the existing Aluminum Company of Canada, Limited (Alcan) smelter. Difficulties in design and construction of plant foundation due to the presence of thick layers of soft, silty clay would probably result in high foundation costs.

Rail access to the nodule plant would be via a 2 km spur from the adjacent Canadian National line while road access would be via an improved 2 km logging road from the service centre. Power would be provided by a 1 km transmission line connected to the adjacent B.C. Hydro transmission line. It is assumed herein that the Little Wedeene River of the Kitimat River would be a source of water for the plant although further withdrawals from the Kitimat River may be difficult in view of its significance as a salmon stream.

A marine terminal could be readily established in Kitimat Arm which is protected and of sufficient water depth to provide for the passage of large ore carriers. Nodules or other process materials off-loaded at such a port or terminal would have to be transported approximately 12 km to the plant site.

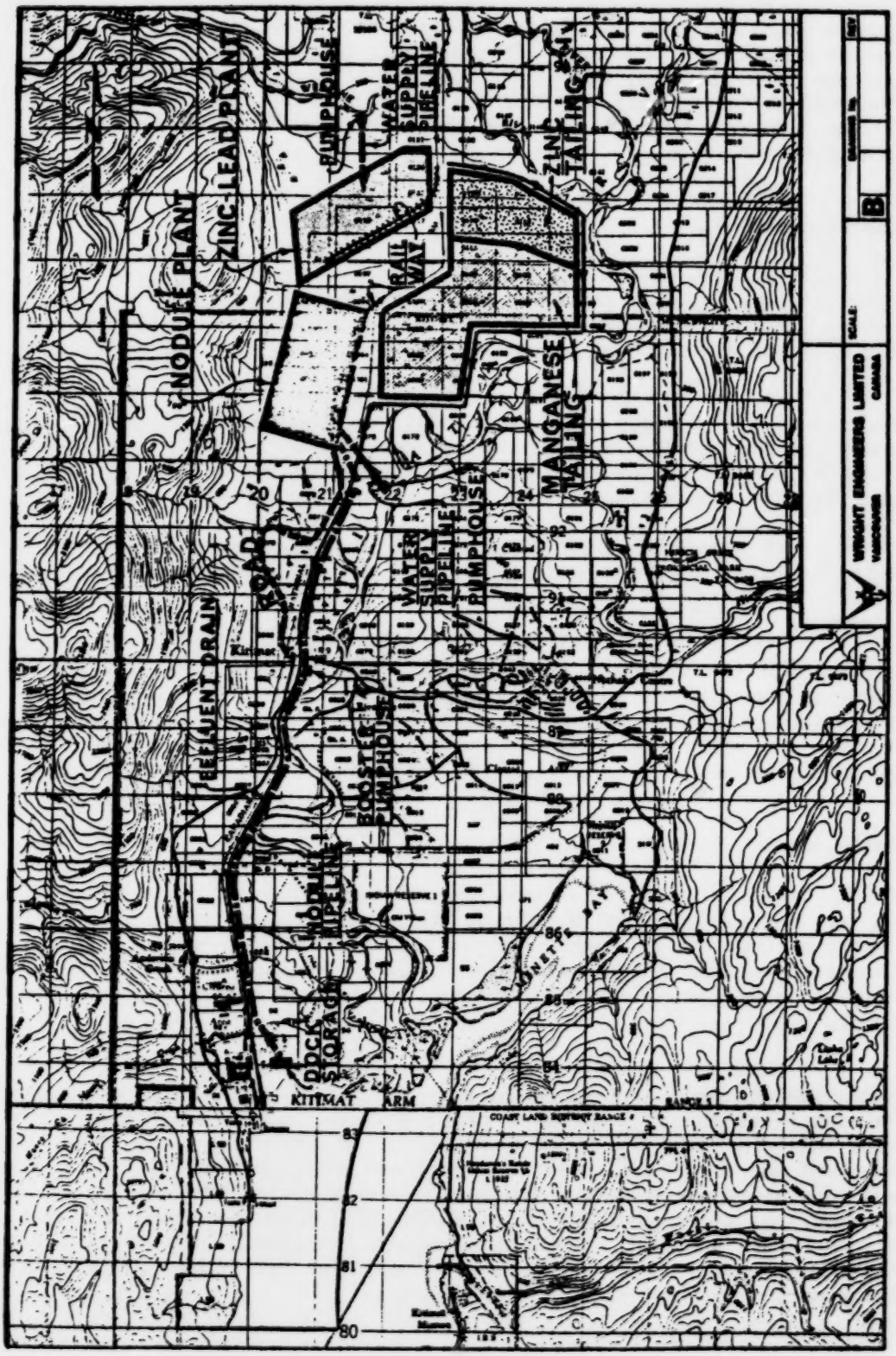

FIG. I-1. KITIMAT SITE

Adjacent to the plant site are extensive areas of flat, swampy ground where tailings dams and slag dumps could be located. As it will not be permissable to discharge effluent into the Kitimat River, run-off and seepage from the slag dumps or from the tailing ponds would have to be returned to Kitimat Bay via an effluent drain capable of handling the large volume discharge that results from the large area of the ponds and the high precipitation rates.

Emsley Creek

On the western side of Kitimat Arm between Kitimat and Jesse Lake, there appears to be sufficient reasonably flat land in the valley of Emsley Creek to accommodate a nodule plant (Figure I-2). The run-off at the head waters at Emsley Creek would have to be diverted into Jesse Lake.

Access to the Emsley site and to Jesse Lake would require the construction of some 20 km of road and 17 km of railway through very rugged and rocky country. An 18 km transmission line would have to be constructed. In each case, these services would originate from the vicinity of the Alcan smelter. An adequate water supply is provided by Jesse Lake.

A good marine terminal site is available at Emsley Point. Deep water is close to shore and it is only a short distance from the plant site.

There is insufficient area to provide for tailings or slag disposal in the valley. It is assumed, therefore, that the disposal of tailings into the sea in Kitimat Arm would be the only feasible concept for this particular site. Granulated slag or tailings might be discharged into Kitimat Arm which is at that point about 3 km wide and up to 298 m deep. Water depths continue to increase to the south down Douglas Channel.

Smith Island

Smith Island is located 15 to 20 km to the south of Prince Rupert on the southern side of the mouth of Skeena River (Figure I-3.). It is separated from the mainland by a shallow channel of Inverness Passage. On the northern side of the island, there is an area of relatively level land below an elevation of 200' which would be large enough to accommodate the nodule plant.

Road and railway access to the plant site would be provided over a combined causeway and bridge located at the shallowest point of Inverness Passage where the maximum water depth is about 7 m. Connections could be made with the existing road from Prince Edward which would have to be improved and the Canadian National Railway which extends to Prince Rupert and runs along the shores of Inverness Passage on the mainland side. It is assumed that power would be supplied by B.C. Hydro and Power Authority at Prince Edward and that a 7 km transmission line would have to be built to the plant site. Water supply would come from small dams built on three lakes on the northern side of the island.

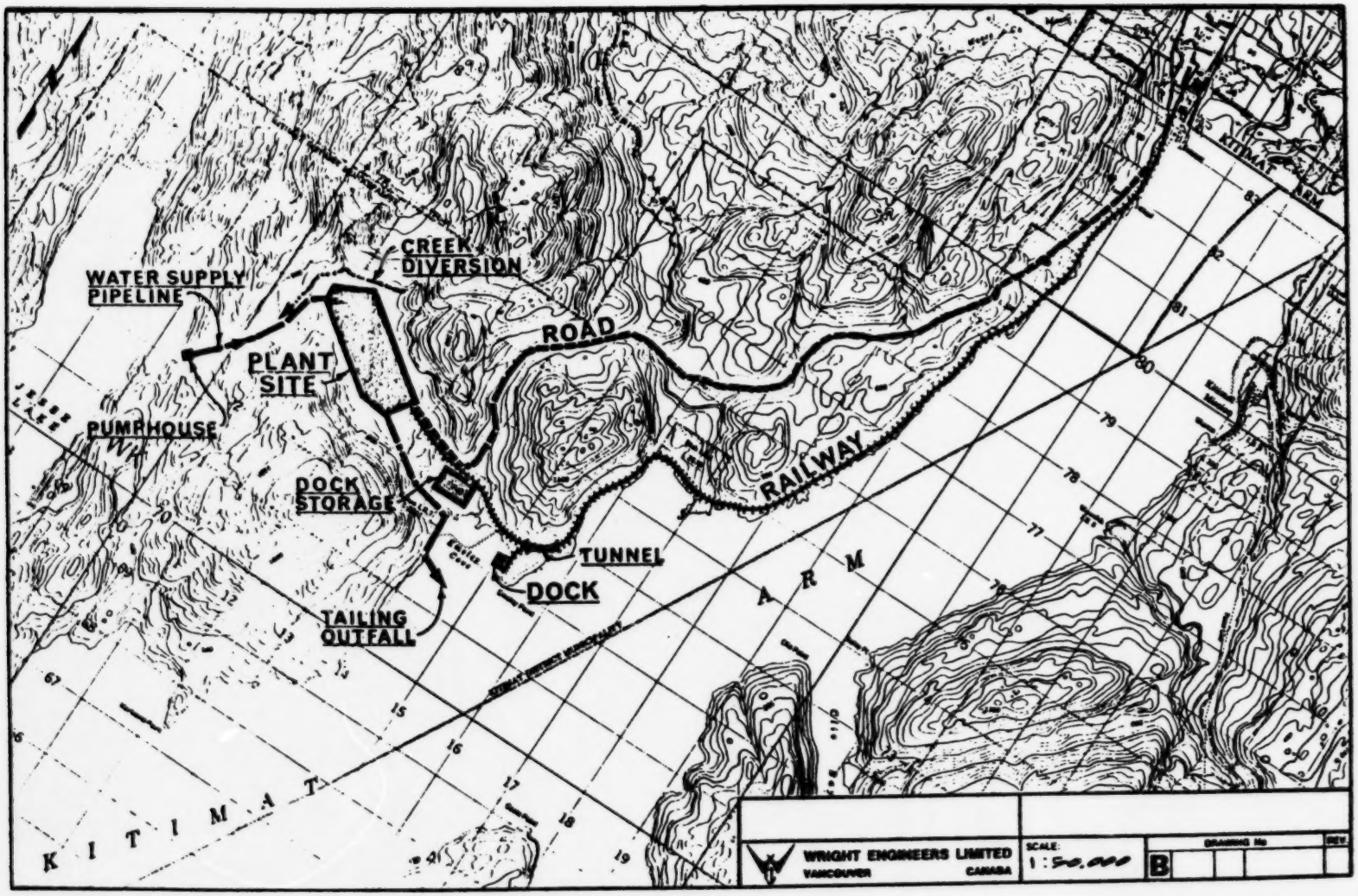

FIG. I-2. EMSLEY CREEK SITE

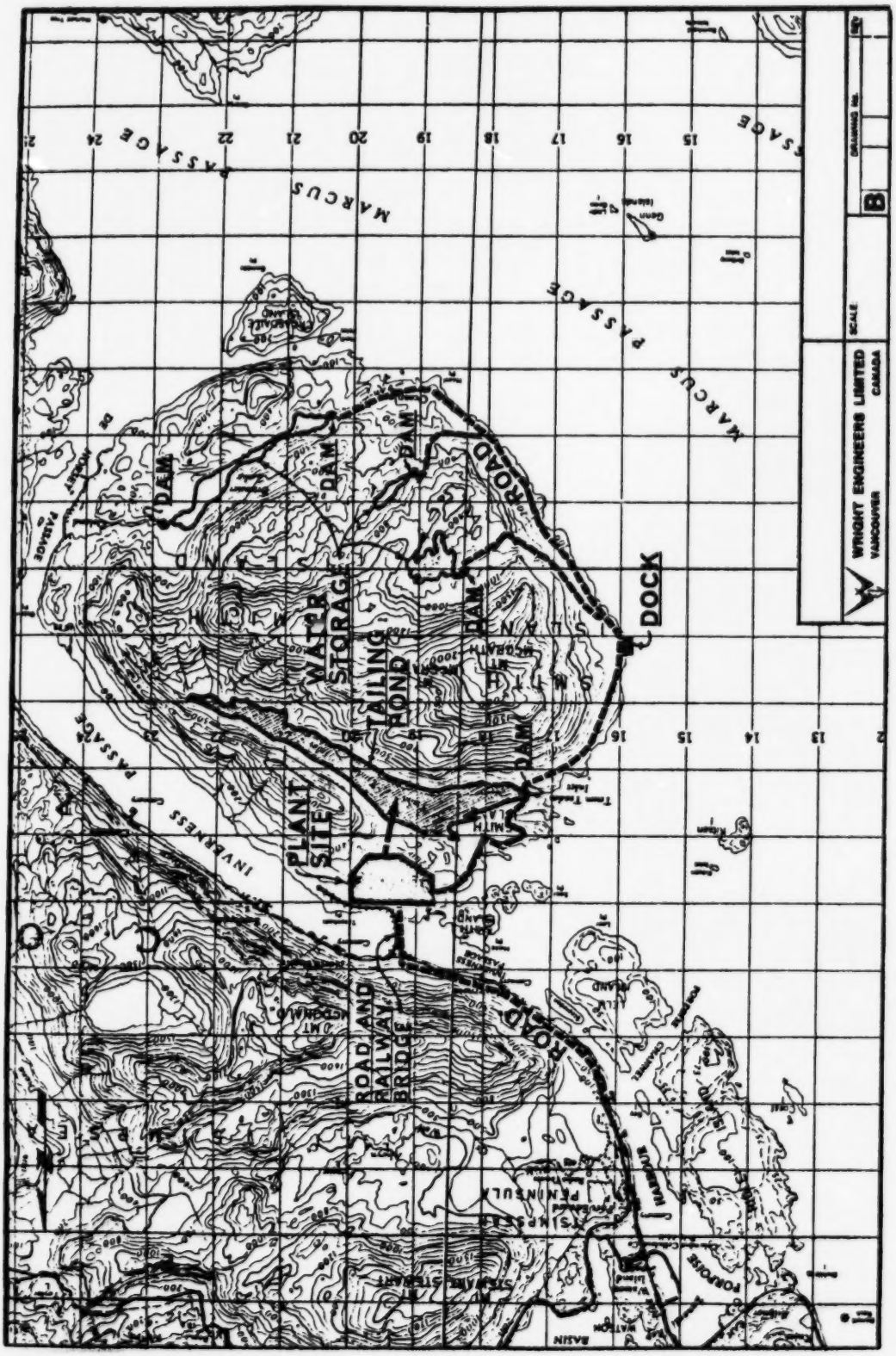

FIG. I-3. SMITH ISLAND SITE

A dock for the marine terminal could be located on the southern side of the island where there are water depths 10 fathoms close to shore and clear approaches for large ships. Although sheltered from most weather, the port site is open in western and northwesterly directions. Distance from the dock to the plant site is similar to that of the Kitimat site.

Immediately adjacent to the plant site is the Tsum Tsadai Inlet which appears to be a satisfactory site for tailings or slag disposal. Sufficient storage could be provided for by a dam having a maximum height of the order of 45 m along a crest length of about 200 m.

Port Hardy

Between Port McNeill and Port Hardy, there is an extensive area of relatively level land that would be suitable for locating a nodule processing facility (Figure I-4). The site is, however, located in a seismic active area and would require that the plant structures be designed to resist strong earthquakes.

Access to the plant would involve the construction of a 3 km road. As there are no railway facilities to northern Vancouver Island, process material would be delivered by sea. B.C. Hydro generating and transmission line capacity in the area is inadequate to supply quantities of power thus necessitating the construction of power facilities required by the specific plant. Water to the plant could be provided by reservoirs formed by the construction of low storage dams (less than 20 m) on the Kaogh or Cluxewe Rivers.

Dock facilities could be provided for at False Head where water depths of 18 m occur at a distance 600 m offshore. The location is exposed to weather from several directions.

Assuming that the slag disposal areas would be located away from "potential strip mining coal fields" in the area, the drop in ground surface elevation over the width of the area would be nearly 200'.

Coal requirements might be supplied from the Suquash coal field should it be developed. In addition, large quantities of high quality limestone could be provided from sources on Vancouver Island.

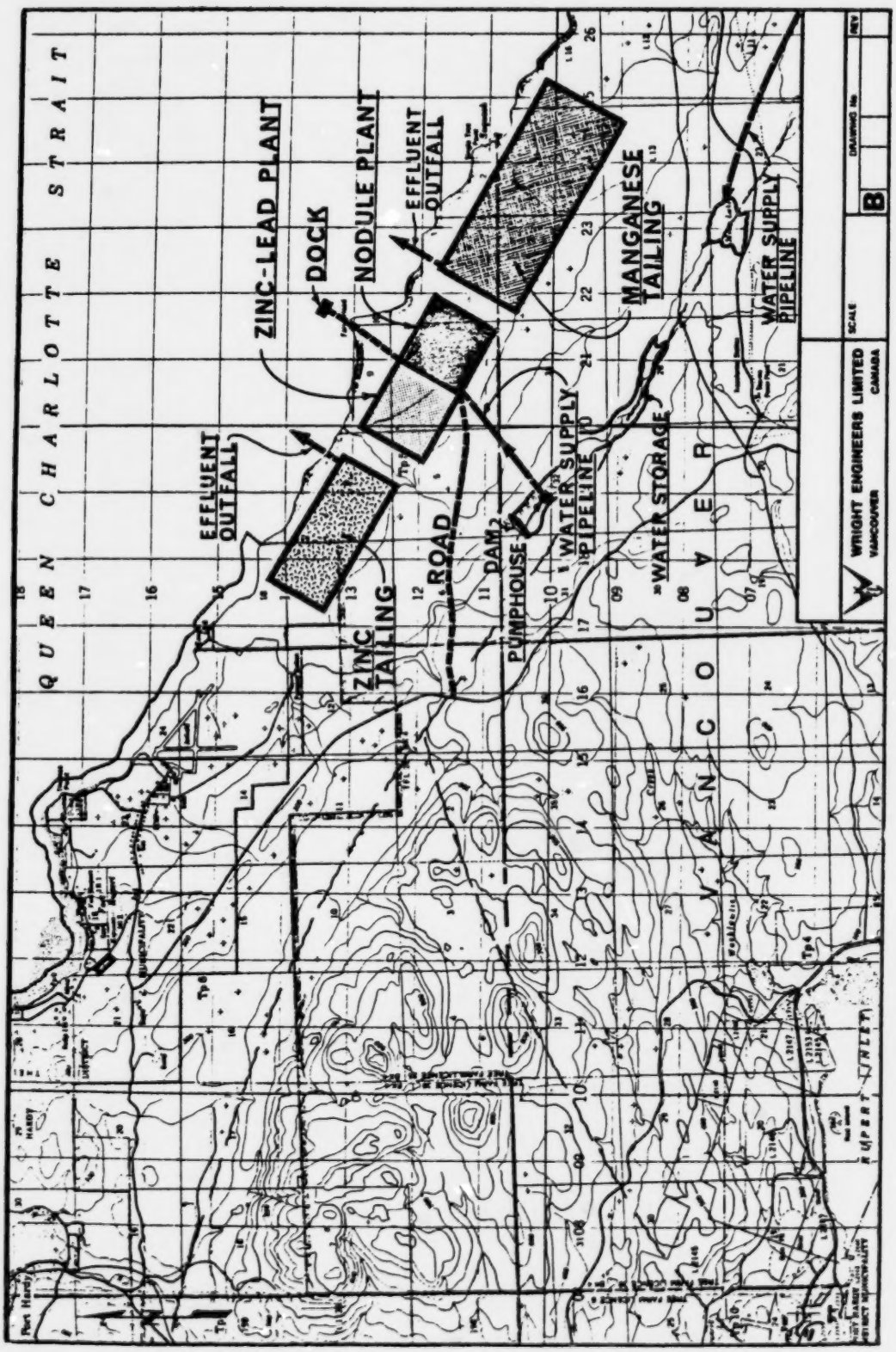

FIG. F-4. alternative 1 PORT HARDY SITE

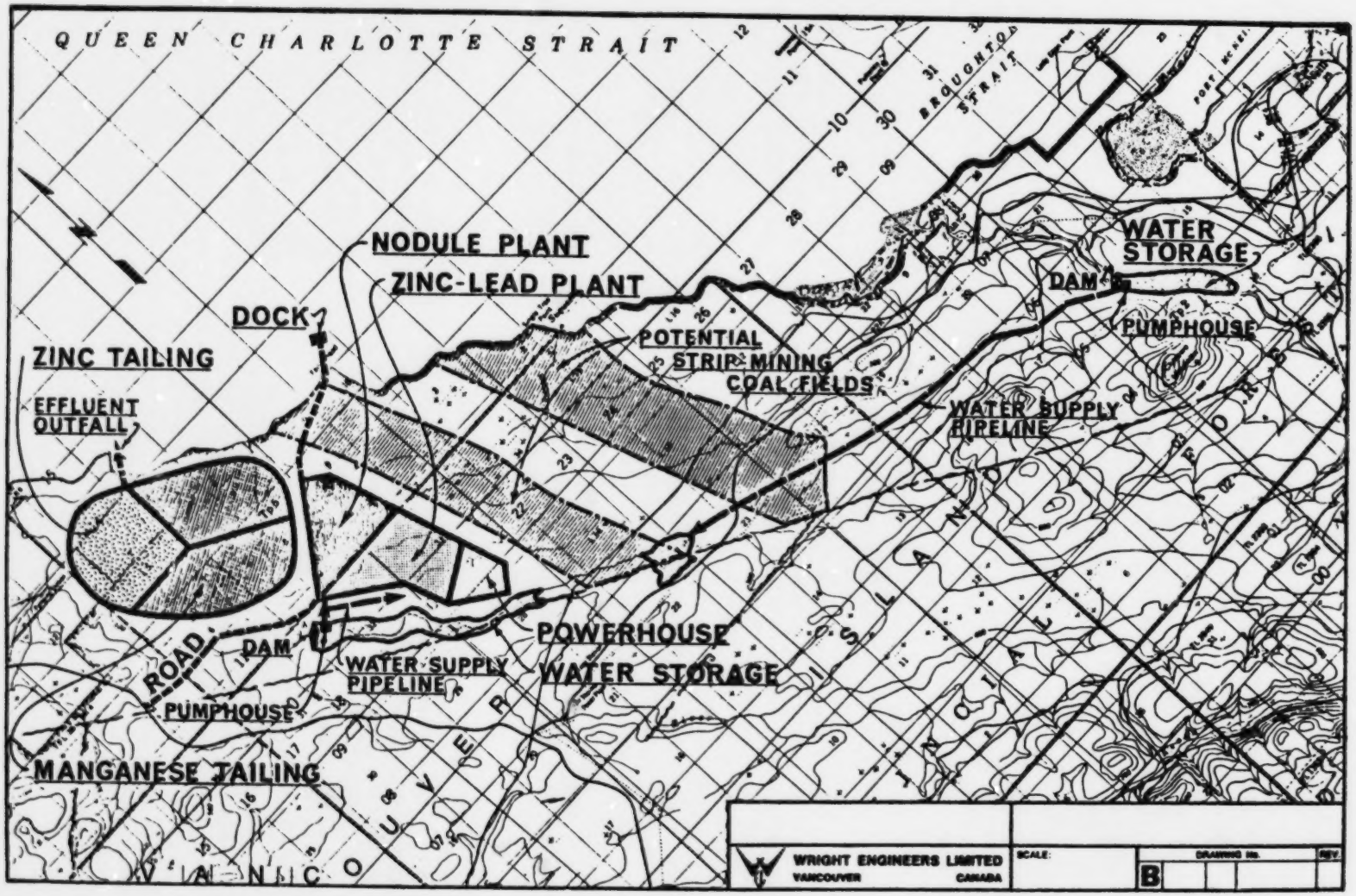

FIG. I-4. alternative 2 PORT HARDY SITE

APPENDIX II

Special Auxiliary Facilities

Power Plant

At Port Hardy, sufficient purchase power is not available. A power plant, consisting of 2 x 100 MW coal fired power generating units, each comprising one steam generator consuming 50 T/hr of low sulphur (1%) coal of calorific value 11,000 Btu/lb is considered. It would supply 370 T/hr of steam at 2400 psi and 1000°F to a steam turbine. Steam after expansion in the HP cylinder of the turbine will be reheated in the steam generator to 1000°F before being expanded further in the turbine to an exhaust pressure of 3" Hg. The condenser vacuum will be maintained by cooling water (20,000 T/hr) drawn from the sea at 40-45°F and leaving the condenser at 52-57°F.

The steam turbine will drive a 24 kV, 3600 rpm, 60 HZ, 0.9 power factor, 3 phase generator with a closed circuit hydrogen cooling system.

Flue gas from each steam generator will pass through an electrostatic precipitator where in excess of 99% of the suspended fly ash particles will be removed before the flue gas is passed via a 600 foot high chimney to the atmosphere.

Coal receiving, storing and preparation facilities and ash removal, transportation and disposal facilities will be provided. Approximately 665 000 mtpy is required. No provision is included for removal of SO_2 from the flue gases.

Scaling the base cost of $180 million and coal requirements to 175/MW yields a cost of about $166 million and 582 000 mtpy of coal.

Coke Plant

The OMI process envisaged for study would require 300 000 tpy of coke. Although such large amounts of coke are not available from existing facilities on the west coast our study has assumed purchase. However, since coking coal is mined in British Columbia, an alternative would be to provide a coke oven battery at or near the site of the nodule processing facility.

Dofasco Inc. built an addition to their coking plant in 1976-78; it consists of 35 coke ovens, has a capacity of 400 000 tpy and cost $110 million. Allowing for inflation, its December 1978 cost might have been $130 million. Thus a battery with a capacity of 300 000 tpy would cost about $100 million in December 1978. Consumption of coal to produce the requisite quantity of coke would be in the order of 425 000 tpy.

The coal used in the coking battery could be the same as that employed in other metallurgical steps in the OMI process; thus total coal consumption would be about 925 000 tpy.

Apart from producing coke, the plant would also yield byproducts such as gas, that can be used in the nodule process, and tars for sale.

Employment in Dofasco Inc. plant is 70; the somewhat smaller plant needed for the OMI nodule process might employ 60.

November 15, 1982

CANADA

MINISTÈRE DE L'ÉNERGIE, DES MINES ET DES RESSOURCES

OTTAWA

RAPPORT INTERNE DU SECTEUR DE LA POLITIQUE MINÉRALE
MRI 82/7

ESTIMATIONS DES COÛTS D'INVESTISSEMENT: INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE DU OCEAN MANAGEMENT INC.

Préparé conjointement avec le Comité ministériel
de coordination de l'exploitation minière des fonds marins
Étude de l'exploitation des grands fonds marins

par

D.W. Pasho
Division de l'exploitation minière en mer
Administration du pétrole et du gaz des terres du Canada

et

D.E.C. King
Secteur de la politique minérale

Août 1980

PRÉFACE

Le présent rapport fait partie d'une série de quatre rapports internes* préparés en même temps qu'une évaluation détaillée des ressources des grands fonds marins effectuée par le Groupe de travail sur les grands fonds marins du Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins. A l'origine, ces rapports étaient destinés au personnel du Ministère. Cependant, on a décidé de les publier en raison des données importantes qu'ils contiennent et de leur forme qui se prêtait bien à la publication car il n'y avait nul besoin de modifier énormément le texte original. Dans certains cas, les illustrations sont les mêmes que celles des rapports originaux pour des raisons d'économie de temps et d'argent.

---

* Initiallement rapport interne de la Direction de la Gestion des ressources DGER 1980-5
(Estimations des coûts OMI)

TABLE DES MATIÈRES

	Page
INTRODUCTION	1
Historique et objectifs	1
Approche	2
RÉSUMÉ DU PROCÉDÉ	4
FRAIS DE PREMIER ÉTABLISSEMENT	7
Base des estimations	7
Explication des coûts	8
Aménagement du site	8
Installations secondaires	11
Constitution des réserves, récupération et manutention	14
Séchage et pré-réduction sélective	17
Fusion	18
Convertissage	20
Affinage	21
Récupération du cobalt	21
Élimination des déchets	21
Autres frais	22
Profil des dépenses de premier établissement	25
FRAIS D'EXPLOITATION	25
Base des estimations	25
Explication des coûts	25
Produits nécessaires au procédé	25
Services publics	28
Main-d'oeuvre	28
Fournitures	28
Taxes foncières, assurances et autres frais	28
Ventes et administration	28

ANNEXES

I.	Description de certains sites possibles pour la construction d'une usine de traitement en Colombie-Britannique	31
II.	Installations secondaires spéciales	41

FIGURES

		Page
1.	Schéma du procédé	3
2.	Emplacement de divers sites de traitement possibles en Colombie-Britannique	9

TABLEAUX

1.	Frais de premier établissement: aménagement du site	10
2.	Frais de premier établissement: installations secondaires	13
3.	Stockage des produits nécessaires au procédé	15
4.	Frais de premier établissement: constitution des réserves, récupération et manutention	16
5.	Frais de premier établissement: séchage et pré-réduction sélective	19
6.	Frais de premier établissement: convertissage	20
7.	Frais de premier établissement: élimination des déchets	22
8.	Exigences relatives au terrain	23
9.	Résumé des frais de premier établissement	24
10.	Profil des dépenses d'investissement	26
11.	Coûts des produits nécessaires au procédé	27
12.	Répartition de la main-d'oeuvre	29
13.	Résumé des frais d'exploitation annuels	30

INTRODUCTION

Historique et objectifs

Afin de fournir une base technique solide pour l'élaboration d'une politique applicable aux ressources des fonds marins, le Comité de coordination de l'exploitation minière des fonds marins du ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources a entrepris une étude d'envergure sur les aspects techniques et économiques de l'exploitation des ressources des fonds marins. Les travaux de base portant sur le traitement des nodules de manganèse des fonds marins ont progressé, passant de l'étude générale des techniques de pointe à de brèves études plus spécifiques des procédés pouvant être utilisés par des consortiums miniers individuels s'occupant de l'exploitation des fonds marins.

A la suite de ces études préliminaires, on a examiné les différents procédés disponibles dont on en a retenu deux pour étudier plus en détail les techniques et les coûts probables. Le traitement pyrométallurgique des nodules constituait l'un de ces procédés que l'Ocean Management Inc. (OMI) pourrait utiliser. Les renseignements concernant ce procédé ont été compilés et sont présentés dans un rapport préliminaire préparé par les auteurs et intitulé "Modèle général d'estimation: Installations de traitement des nodules de manganèse de l'Ocean Management Inc. (août 1979). Le modèle sert de base pour l'évaluation des coûts du secteur traitement de l'exploitation en mer de l'OMI.

Les estimations de coûts établies dans le présent rapport sont fondées sur des versions antérieures du modèle d'estimation de l'OMI pour le secteur traitement. On prévoit utiliser ces estimations avec des estimations de coûts calculées, à partir d'un modèle compatible, pour les secteurs exploitation et transport, afin d'obtenir une estimation complète des coûts d'ensemble d'une exploitation en mer intégrée pour l'OMI.

Ces estimations peuvent ensuite être utilisées pour:

1 comparer la rentabilité des travaux d'exploitation en mer prévus avec celle des travaux d'exploitation terrestres actuels et projetés afin d'évaluer la rentabilité relative, la date du début des travaux et le taux de croissance de l'industrie, ainsi que les répercussions sur les producteurs qui exploitent des gisements terrestres, comme le Canada;

2 évaluer dans quelle mesure la rentabilité des travaux d'exploitation des fonds marins peut fluctuer, afin d'étudier les mécanismes possibles d'octroi de subventions et de comparer la répercussion des variations de différents paramètres, comme l'énergie, la main-d'oeuvre et les frais de premier établissement;

3 fournir des exemples raisonnables qu'on pourrait utiliser afin d'évaluer les dispositions financières négociées à la Conférence sur le droit de la mer et le mode d'imposition des exploitations des fonds marins par les gouvernements fédéral et provinciaux;

4 fournir une base pour l'analyse des coûts et des profits d'une usine de traitement au Canada et comparer un site canadien aux autres sites considérés; et

5 fournir une base pour évaluer la quantité de métaux économiquement récupérables des nodules de manganèse provenant des grands fonds marins (en tant que ressource).

Approche

Dans le modèle d'estimation, les principaux postes qui ne seraient pas influencés par le choix du site étaient élaborés plus ou moins en détail, mais les postes spécifiques au site n'étaient exposés que de façon superficielle. La présente approche visait à accroître la souplesse au maximum, de sorte que l'estimation des coûts pour une exploitation intégrée pourrait être facilement établie pour plus qu'un site prévu pour une usine de traitement en introduisant séparément les éléments et les coûts spécifiques au site se rapportant à l'emplacement choisi.

En se basant sur l'ordre de grandeur du modèle d'estimation, Les Mines Falconbridge Nickel Limitée* ont évalué, dans le cadre d'un contrat exécuté conjointement avec la Direction générale de l'évaluation des ressources et la Division du développement régional du ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources (Canada), les frais de premier établissement et les frais d'exploitation pour les principaux postes non spécifiques au site.

Une étude réalisée conjointement avec le ministère chargé du développement économique de la Colombie-Britannique et concernant un complexe d'usines de fusion hypothétique situé sur la côte ouest a permis d'évaluer l'ordre de grandeur des coûts pour des postes spécifiques au site. Ces évaluations portant sur l'emplacement possible d'usines de traitement en Colombie-Britannique ont été préparées par la Wright Engineers Limited (Vancouver) et la H. Halverson and Associates (Vancouver), sous contrat pour le compte du Ministry of Economic Development de la Colombie-Britannique.**

---

* "Economics of Processing Deep Seabed Manganese Nodules: An Information Package Containing Cost Estimates for Modelled OMI and Kennecott Manganese Nodule Processing Facilities 1979".

** "B.C. Metallurgical Complex Study", 1979 (Version préliminaire).

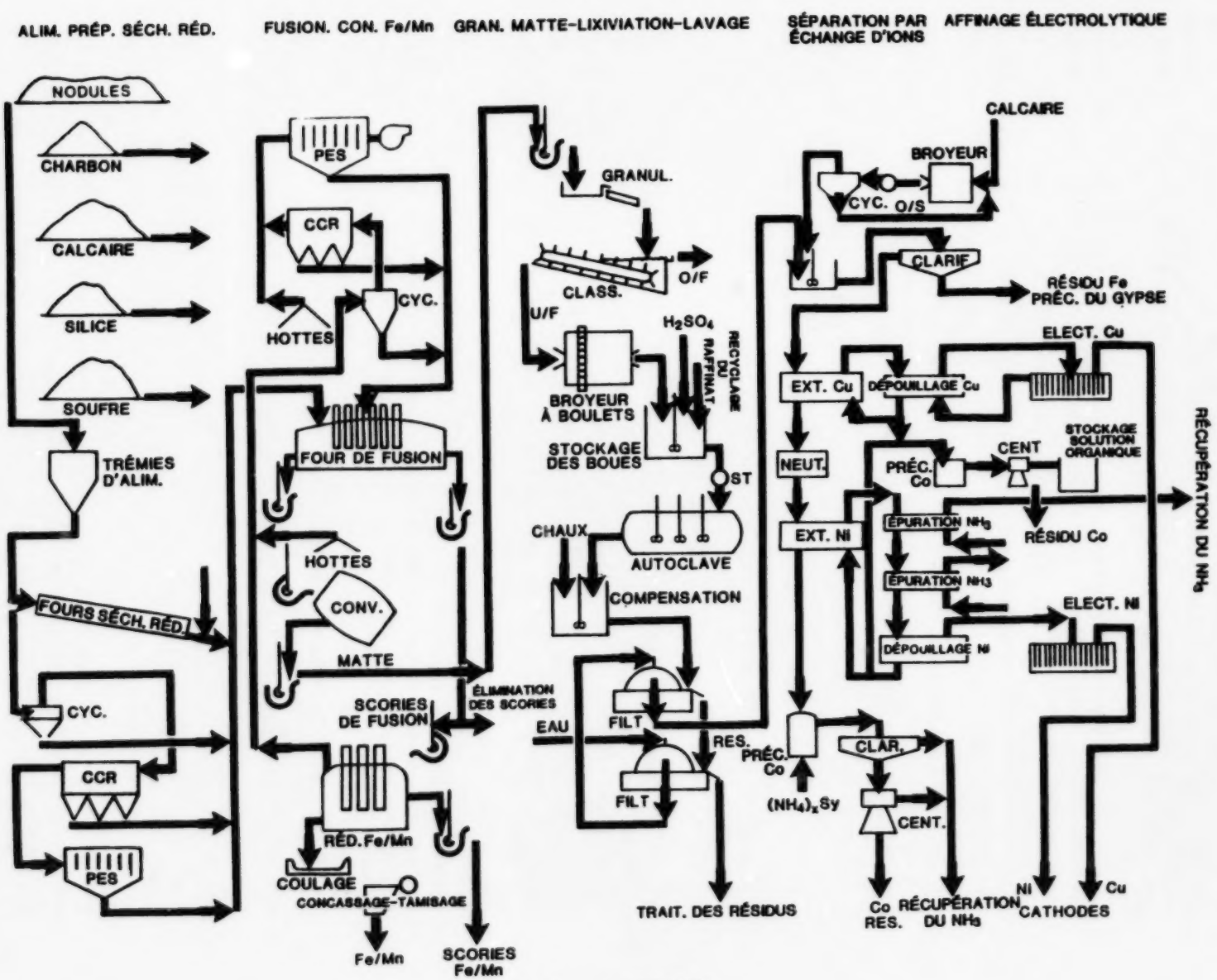

Fig. 1 SCHÉMA DU PROCÉDÉ

Les renseignements obtenus auprès de la Falconbridge et de la Wright Engineers ont été étudiés et ajustés dans la mesure où ils étaient appropriés, afin d'assurer la compatibilité avec les éléments pour lesquels on fait des prévisions de coûts.

Les documents préparés par G. Wittur et O. Fisher de l'ÉMR en vue d'être inclus dans l'étude des sites possibles de traitement en Colombie-Britannique se sont avérés très utiles.*

D'autres renseignements ont été obtenus à partir d'autres études de faisabilité:

1 "Feasibility Study: Nickel-Copper Project Pardu Township, Ontario", Rapport préparé par la Parsons-Jurden Corp. pour le compte de la Great Lakes Nickel Limited, mars 1979.

2 "Nickel Recovery from Western Sources", **Task 1 - Report** - Évaluation technique et économique effectuée par Singmaster and Breyer pour le compte du United States Bureau of Mines, décembre 1975.

RÉSUMÉ DU PROCÉDÉ

Dans le modèle d'estimation de l'Ocean Management Inc., les nodules sont séchés et pré-réduits dans des fours, puis fondus dans des fours électriques. L'étape de fusion concentre le nickel, le cuivre, le cobalt et une partie du fer en donnant un alliage, et élimine le gros du manganèse, de la gangue, et une partie du fer avec les scories. On convertit alors l'alliage en une matte, ce qui permet d'éliminer une autre partir du fer dans les scories du convertisseur. On peut réduire une partie des scories de fusion, riches en manganèse, dans un autre four électrique, afin de produire du ferromanganèse de qualité moyenne. La pyrométallurgie s'arrête à ce point. La récupération et la purification des métaux communs à partir de la matte sont réalisées par une lixiviation à l'acide sulfurique, par une extraction par solvants et par un affinage électrolytique.

Voici un résumé des quantités importantes:

Qualité des nodules (% masse sèche)	
nickel	1,45
cuivre	1,25
cobalt	0,25
manganèse	25,00

---

* "Economics of Manganese Nodule Processing in British Columbia", Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada et Ministry of Economic Development, Colombie-Britannique (rapport préliminaire).

Consommation de nodules	
masse humide	4 873 474 tm/an
masse sèche	3 411 432 tm/an
Utilisation de l'usine 330 jours par année	
Production de ferromanganèse à partir des scories de fusion	959 310 tm/an
Production de la matte	139 950 tm/an
Production:	
nickel	46 229 tm/an
cuivre	40 314 tm/an
cobalt	6 579 tm/an
ferromanganèse	265 650 tm/an
Résidus	
scories	3 354 450 tm/an
résidus de lixiviation	1 370 tm/an

La figure 1 présente les principales opérations du procédé.

Dans ce rapport, on suppose qu'on effectue un pompage direct des nodules du minéralier vers l'aire de stockage de l'usine, bien qu'il soit peut-être préférable de transférer les nodules du minéralier sur le rivage à l'aide d'un transporteur auto-déchargeur ou de déchargeurs à benne preneuse classiques, afin de garder les nodules aussi secs que possible avant le traitement pyrométallurgique. Les stocks seront couverts et contiendront jusqu'à l'équivalent de deux mois d'inventaires de nodules d'alimentation. La récupération de la charge se fera probablement à l'aide d'une roue à godets ou de bandes transporteuses.

La capacité de stockage à sec pour le charbon, le coke et les autres produits importants nécéssaires au traitement est basée sur un inventaire de quatre semaines. Les réservoirs d'équilibre ou les silos pour les nodules récupérés, le charbon et le coke sont montés en série de façon à faciliter le mélange de la charge d'alimentation en prévision des étapes de séchage et de pré-réduction du procédé.

La charge d'alimentation mélangée est introduite dans des fours rotatifs à pétrole dans lesquels le séchage et la pré-réduction s'effectuent au fur et à mesure que la charge avance dans le four sous une atmosphère réductrice à température élevée. On a besoin d'environ six fours, chacun ayant une capacité équivalente à un diamètre de 20 pieds sur 150 pieds. Les métaux communs dans le produit qui sort des fours sont réduits de 85 à 90 % sauf le fer qui est réduit à 45 % environ. Les gaz partiellement oxydés qui sortent du côté de décharge du four sont brûlés dans une chambre de post-combustion prévue à cet effet, afin de récupérer la chaleur résiduelle. Des systèmes multiples de collection de la poussière éliminent et recyclent les poussières qui sortent avec les gaz rejetés. On suppose que chaque train de gaz dessert deux fours. Le reste des poussières peut atteindre jusqu'à 20 % de la charge d'alimentation des fours.

Le produit traité dans les fours est mélangé à du coke et à de la silice, puis est transféré vers des trémies et des soupapes à cloche au-dessus du four de réduction. La présence d'un excès de réducteur dans le produit traité minimise les risques de réoxydation lors du transfert.

La fusion s'effectue dans des fours électriques à 1 400 °C; à cette température, la réduction se poursuit, augmentant ainsi à 95 % et 90 % respectivement le taux de récupération des métaux communs et du fer qu'on recueille sous forme d'un alliage fondu. On retrouve environ 98,5 % du manganèse dans les scories, ainsi que tous les minéraux de la gangue.

La première séparation importante de métaux se fait donc à l'étape de la fusion, où une grande partie du manganèse et des minéraux de la gangue sont séparés des métaux communs, sous forme de scories dont une partie peut être utilisée comme charge d'alimentation d'un four électrique afin de produire du ferromanganèse. Les scories non utilisées sont transportées jusqu'au crassier principal. Les pertes en masse au cours des étapes de pré-réduction et de fusion sont considérables. Environ 15 000 tonnes de nodules humides entrent quotidiennement dans les fours; les métaux communs qui sortent ensuite des fours de fusion sont concentrés et donnent grosso modo 800 tonnes d'alliages fondus qui subissent un traitement plus poussé dans une installation proportionnellement plus petite.

Après le transfert de l'alliage fondu dans les convertisseurs, il est traité principalement en deux étapes. Dans la première étape, on diminue la teneur en manganèse à moins de 0,1 % en soufflant de l'air dans l'alliage fondu; dans la deuxième étape, on ajoute un agent de sulfuration pour produire une matte qui contient un mélange de sulfures de cuivre, de nickel et de cobalt, et on élimine la plus grande partie du fer qui reste avec les scories de silicate riches en fer que l'on peut rejeter. La matte produite dans les convertisseurs est coulée, moulée, concassée et broyée dans des broyeurs à barreaux pour la lixiviation subséquente de la matte, la séparation hydrométallurgique et la récupération des métaux communs.

Des 10 165 tm/j de scories de fusion produites lors de la première étape, on en utilise environ 2 907 tm/j pour produire du ferromanganèse. A un taux de récupération du manganèse de 80 %, on produit environ 805 tm/j de ferromanganèse de qualité ordinaire.

Les producteurs de nickel utilisent généralement plusieurs méthodes différentes pour la lixiviation du nickel de la matte. Le système décrit dans la documentation pour le traitement de la matte nickel/cuivre de l'OMI est fondé sur la lixiviation par l'acide sulfurique sous une pression de 150 lb/pi^2, à une température de 110 °C, et en présence d'oxygène. En limitant soigneusement l'addition de l'acide sulfurique, seule une très petite quantité de soufre élémentaire est formée, alors que les métaux communs entrent en solution. Un broyage fin est préférable pour que la réaction soit complète en deux heures. La boue finale de lixiviation contient de l'acide sulfurique libre, en plus du nickel, du cuivre et du fer. L'augmentation du pH de la solution à 3,5 provoque la coprécipitation du fer et du gypse, entraînant aussi d'autres impuretés métalliques mineures.

La documentation ne fait état d'aucun procédé, décrit pour le compte de l'OMI, pour séparer le cuivre, le nickel et le cobalt de la solution de lixiviation, à l'exception de quelques suggestions sur l'utilisation probable de combinaisons comportant une extraction par solvants et un affinage électrolytique. Dans ses détails, le système serait nécessairement différent de celui proposé par Kennecott Corporation, à cause des différences au niveau des volumes et des compositions chimiques des solutions. Il se peut que l'OMI procède par une extraction séquentielle du cuivre et du nickel en se servant de réactifs de séparation par échange d'ions, dans deux circuits organiques pratiquement distincts. Auquel cas, et c'est ce que l'on suppose dans le présent rapport, le dépouillage du nickel par l'acide sulfurique à un pH de 3, et le dépouillage du cuivre par une solution de 160 g/L d'acide sulfurique seront effectués sur les circuits organiques respectifs.

L'affinage électrolytique du nickel en circuit fermé avec le dépouillage du nickel, et l'affinage électrolytique du cuivre en circuit fermé avec le dépouillage du cuivre sont en fait des procédés étroitement parallèles au système de Kennecott. Chaque métal serait commercialisé comme produit de qualité cathodique.

FRAIS DE PREMIER ÉTABLISSEMENT

Base des estimations

Les estimations de coûts sont pour la plupart fondées sur des renseignements obtenus à partir du modèle d'estimation. Cependant, il existe une différence importante, car les coûts fournis par le présent rapport laissent supposer une certaine récupération du manganèse. On avait introduit cette donnée dans le modèle d'estimation uniquement à titre d'option. On attire l'attention du lecteur sur d'autres variations du modèle d'estimation au moyen de notes explicatives données en bas de page.

Les Mines Falconbridge Nickel Limitée a évalué les frais de premier établissement pour les principaux secteurs de l'usine. Ces frais comprennent le coût unitaire, le transport et l'installation qui sont exprimés en dollars canadiens de la fin de 1978, tout en supposant que le site se trouve dans la région de Prince Rupert. Même si l'on considère ces évaluation comme réalistes, on pense que leur précision varie entre - 20 % et 50 % à cause de l'insuffisance de détails spécifiques dans le modèle d'estimation.

Les frais correspondant à l'aménagement du site, aux installations secondaires et à l'élimination des déchets calculés, par la Wright Engineers Limited de Vancouver pour quatre sites de traitement situés en Colombie-Britannique. L'état du site de Kitimat, d'Emsley Creek, de l'Île Smith et de Port Hardy (Figure 2) est résumé à l'Annexe I et semble représenter un éventail assez large des caractéristiques possibles d'un site; on a inclus en outre diverses exigences relatives à l'infrastructure. D'après la Wright Engineers Limited, les frais estimés pour chaque site doivent être considérés comme "très approximatifs", en raison de la brièveté de leur étude et de l'insuffisance de données détaillées, comme la

topographie et l'état du sol. Les frais ont été calculés en dollars canadiens de 1978. Les auteurs ont, au besoin, rajusté les frais et éliminé les recoupements entre les données de la Falconbridge et de la Wright Engineers.

En général, on a élaboré la structure du modèle simulant les coûts plus que ne le justifiait la précision des estimations ou des sommes prévues. On a procédé ainsi pour faciliter l'élaboration du modèle, pour assurer une certaine souplesse dans son application et pour en favoriser l'amélioration ultérieure.

Explication des coûts

Aménagement du site

Aux fins de la présente étude, on suppose, à l'exception des habitations à l'intention des cadres supérieurs, qu'aucun investissement de sociétés n'a été fait pour **l'infrastructure d'une communauté***, comme les habitations, les écoles, les services de santé, etc. On évalue les coûts à environ 7,5 millions de dollars.

On considère que les **frais généraux sur le terrain****, couvrant les dépenses pour les bien non réutilisables, les bâtiments, les services publics, les voyages, la sécurité, l'administration, etc., lors de la construction, sont inclus dans les estimations individuelles des différents secteurs de l'usine.

Les coûts de la **préparation du site** comprennent le déboisement, le nivellement, le drainage et la préparation des fondations. Les coûts de déboisement ont été établis d'après la végétation inférieure existant dans les sites considérés au moment de leur inspection. Étant donné qu'on ne disposait pas de données suffisantes sur la topographie et l'état du sol de chaque site, on a supposé une somme constante de 10 millions de dollars pour l'excavation, le nivellement, le drainage et les travaux de fondation. Dans le cas du site d'Emsley Creek, on a prévu une somme supplémentaire de 1 million de dollars pour détourner le ruisseau. Ces évaluations ne comprennent pas le coût des structures de fondation de l'usine (comme les semelles filantes, les dalles, les pieux, etc.).

Les estimations pour les **services périfériques**, comme la voie ferrée, les routes, les ponts, les lignes de transport d'énergie, les sous-stations et les installations pour l'approvisionnement en eau ont été faites pour les sites individuels, en se basant sur les distances et les renseignements dont on disposait sur la topographie, l'état du sol, etc. Ces estimations pourraient être considérées comme particulièrement douteuses là où il est nécessaire de construire des barrages de retenue (Île

---

* Les articles en caractères gras correspondent à des coûts dans les différents tableaux.

** Ces coûts ont été traités comme une catégorie distincte dans le modèle.

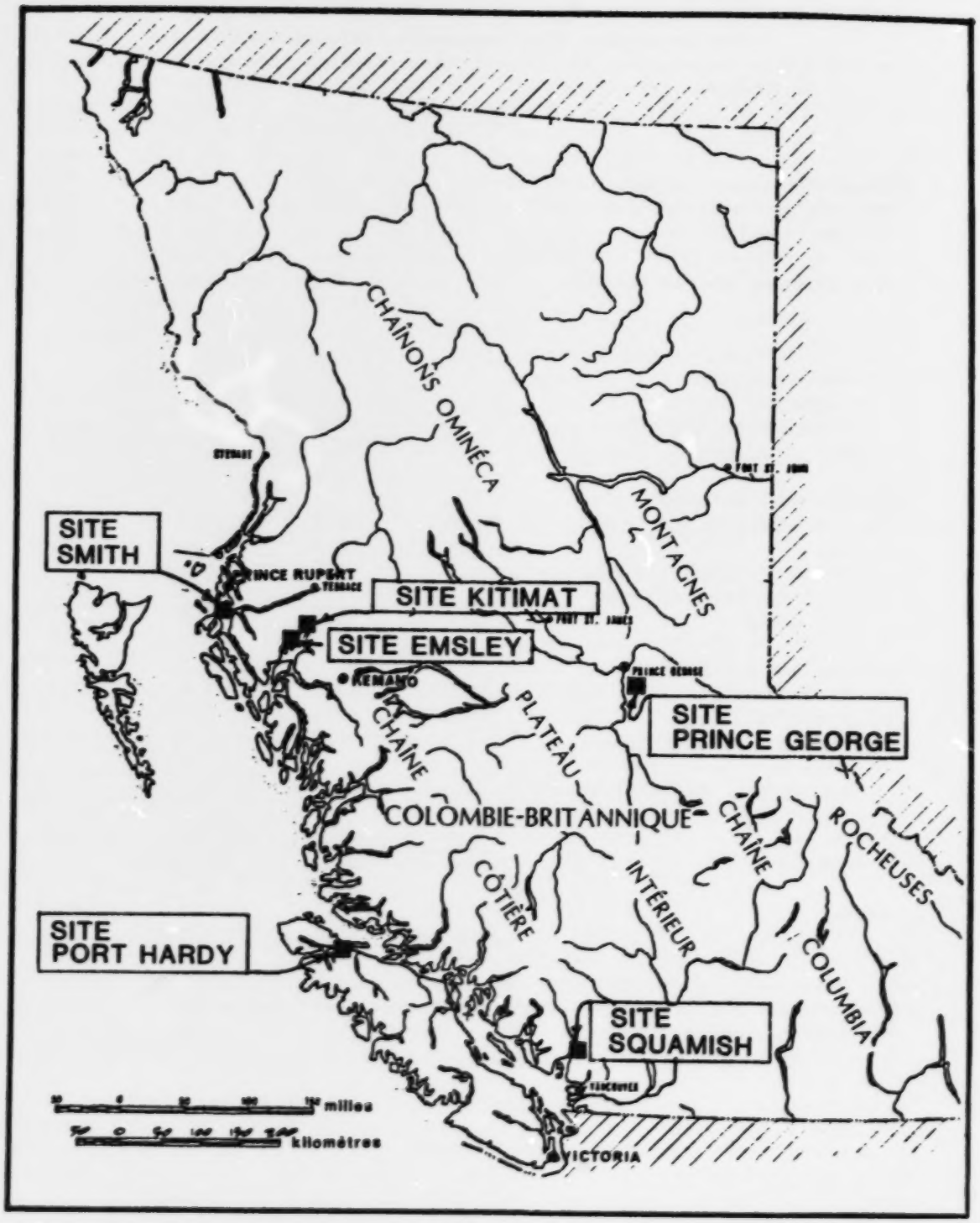

FIG. 2. EMPLACEMENT DE DIVERS SITES DE TRAITEMENT POSSIBLES EN COLOMBIE-BRITANNIQUE

TABLEAU 1

Frais de premier établissement: aménagement du site

	Kitimat	Emsley Creek	Île Smith	Port Hardy
	(millions de dollars)			
Infrastructure de la communauté				
Habitations à l'intention des superviseurs	7,5	7,5	7,5	7,5
Frais généraux sur le terrain	(inclus dans les estimations des différents secteurs de l'usine, voir texte)			
Préparation du site				
Déboisement	1,8	1,6	1,6	6,0
Nivellement et drainage	10,0	11,0	10,0	10,0
Sous-total	11,8	12,6	11,6	16,0
Services périphériques				
Voie ferrée	0,8	14,4	4,5	[1]
Routes	0,2	2,4	2,6	0,5
Lignes de transport d'énergie	0,4	1,0	0,4	[2]
Approvisionnement en eau	1,2	1,1	4,3[3]	10,5
Sous-total	2,6	18,9	11,8	11,0
Services sur le chantier				
Matériel mobile	11,0	11,0	11,0	11,0
Distribution d'eau	1,5	1,5	1,5	1,5
Système de refroidissement	4,5	4,5	4,5	7,0
Système de commutation et distribution d'électricité[4]	6,3	6,3	6,3	[2]
Routes, aires de stationnement, clôture	1,0	1,0	1,0	1,0
Sous-total	24,3	24,3	24,3	20,5
TOTAL	46,2	63,3	55,2	55.0[2]

1 Aucun service de chemin de fer pour le nord de l'Île de Vancouver.
2 Centrale électrique sur place nécessaire (voir Annexe II).
3 Barrages nécessaires.
4 Exclus la production interne d'électricité.

Smith et Port Hardy), on ne dispose particulièrement d'aucune donnée sur l'emplacement de ces barrages et sur la provenance des matériaux nécessaires à leur construction.

Les **services sur le chantier** comprennent les systèmes de distribution d'eau et d'électricité dans le site. Le réseau de distribution d'eau comprend les bouches d'incendie et les égouts. Le système de refroidissement de l'eau comprend les tours de refroidissement qui, suppose-t-on seront installées dans le site ou à proximité de l'usine; la différence de hauteur de charge sera minimale entre les différentes usines. Une somme séparée de 11 millions de dollars a été prévue pour les camions, les chargeuses, les élévateurs à mâchoires et tout autre matériel mobile devant être utilisé dans l'usine.

La disposition des installations de traitement et les volumes importants de produits nécessaires pour soutenir les opérations exigent à l'intérieur de l'usine un système de transport sur rails relativement important pour le transfert efficace de certains produits en vrac et le transport de la plupart des produits finaux. L'estimation relative à la manutention des matériaux nécessaires au procédé tient compte de l'équipement et du halage locaux.

Le tableau 1 donne le résumé des coûts pour l'aménagement du site.

Installations secondaires

Parmi les installations secondaires pour lesquelles on a prévu des sommes, on compte les bâtiments secondaires, un terminal maritime, un système pour le transport sur terre, pour le transport des nodules du terminal maritime jusqu'au site de l'usine, des usines de production de gaz, une cokerie, un four à chaux et une usine d'acide sulfurique (Tableau 2).

Dans le cas de Port Hardy, il faut une centrale électrique; bien que les estimation des frais de premier établissement ne tiennent pas compte de cette centrale (voir Annexe II), on prévoit dans les dépenses d'exploitation des tarifs appropriés pour l'achat d'électricité pour une nouvelle usine de ce type.

Les **bâtiments secondaires** sont pré-fabriqués et comportent une charpente en acier; ils comprennent un entrepôt général, des ateliers de réparation et d'entretien, un garage pour les véhicules, des bureaux, un laboratoire, une balance pour les camions, un réfectoir, des vestiaires et les bâtiments de l'entrée principale. On tient compte aussi d'autres bâtiments dans des postes spécifiques.

Dans les estimations pour le **terminal maritime**, on suppose que le transport de la boue de nodules vers le rivage est réalisé à l'aide d'un système Marconaflo et d'un système d'amarrage à monobouée. Pour le terrain, on prévoit une somme de 1 500 dollars/acre et un maximum de 50 acres. On prévoit des installations relativement importantes pour le chargement des minéraliers ou des barges, le transfert des matériaux et le stockage des produits. Pour la manutention des produits, on prévoit le chargement par wagon d'un volume unitaire de livraison de matériaux néces-

saires au procédé, livrés au terminal par une combinaison minéralier/barge. Dans le cas de Port Hardy, des installations de stockage supplémentaires pour la manutention des matériaux nécessaires au procédé, car tous les matériaux arrivent par minéralier/barge.

Le coût du **transport du minerai sur terre** à partir du terminal maritime jusqu'à l'usine de traitement comprend le coût des canalisations et des stations de pompage nécessaires à chaque site spécifique. En réalité, il y aurait lieu d'envisager l'utilisation de divers systèmes de déchargement et de manutention ainsi que d'autres méthodes de transport des nodules vers l'usine afin de minimiser la teneur en eau de la charge d'alimentation. On a prévu une somme supplémentaire à cet effet.

On prévoit des installations de **production de gaz** pour la production d'oxygène, d'azote, de gaz de gazogène et d'hydrogène.

Le coût d'une usine analogue d'oxygène capable de produire 335 000 tonnes métriques par an environ a été fixé à 5 millions de dollars. Si l'on produisait de l'hydrogène dans les cuves électrolytiques, la co-production d'oxygène lors de l'électrolyse pourrait quelque peu réduire l'importance de cette installation. On estime que l'installation exigerait approximativement 10 mégawatts d'électricité. L'usine d'oxygène donne comme sous-produit environ 1,34 million de tonnes d'azote gazeux pour maintenir une atmosphère inerte.

On peut produire du gaz réducteur à partir de mazout grâce à un gazogène. Le coût installé comprenant les cuves de stockage et une quantité minimale de conduites, a été évalué à 4 millions de dollars environ.

Une évaluation pour le système de production d'hydrogène gazeux a été ajustée au prix et aux exigences de volume actuels et s'élève à 200 000 $ environ.

Au lieu d'acheter de la chaux on pourrait installer un petit **four à chaux,** car les besoins en chaux sont légèrement supérieurs à 2 000 tonnes métriques par semaine. On ne connaît pas de producteurs de chaux dans la région de Prince Rupert. Il faudrait 128 000 tonnes métriques supplémentaires de calcaire par an. Le coût des conduits, de l'enceinte et des installations d'emballage ou de stockage pour un four à chaux s'élève à 450 000 $.

La **production d'électricité*** est d'environ 100 MW, ce qui ne satisfait qu'en partie aux exigences de l'usine qui sont de 275 MW qui sont nécessaires. Les turbogénératrices, les dispositifs de démarrage et les condensateurs coûteraient environ 50 millions de dollars. On a prévu des chaudières à chaleur résiduelle pour des sections individuelles de l'usine.

---

* Non discuté dans le modèle d'estimation.

TABLEAU 2

Frais de premier établissement: installations secondaires

	Kitimat	Emsley Creek	Île Smith	Port Hardy
	(millions de dollars)			
Bâtiments secondaires	10,3	10,3	10,3	10,3
Terminal maritime				
Aménagement du site et services	5,0	6,0	6,0	6,0
Terrain	,1	,1	,1	,1
Poste d'amarrage simple	2,0	2,0	2,0	2,0
Chargement/déchargement du minéralier et de la barge	5,0	5,0	5,0	5,0
Stockage au quai	3,0	4,0	4,0	3,0
Stockage des produits	1,0	1,0	1,0	1,0
Manutention des produits	2,0	2,0	2,0	4,0
Sous-total	18,1	20,1	20,1	21,1
Transport du minerai sur terre	6,2	2,1	3,8	1,8
Production de gaz				
Usine d'oxygène	5,0	5,0	5,0	5,0
Gaz de gazogène	4,0	4,0	4,0	4,0
Hydrogène	0,2	0,2	0,2	0,2
Sous-total	9,2	9,2	9,2	9,2
Four à chaux	0,5	0,5	0,5	0,5
Production d'électricité	50,0	50,0	50,0	50,0
Usine d'acide sulfurique	9,0	9,0	9,0	9,0
TOTAL	103,3	101,2	102,9	101,9

Le coût de la conversion d'une partie de la consommation de soufre en acide sulfurique grâce à une usine d'acide capable de produire 220 tonnes d'acide par jour s'élève à 9 millions de dollars. Environ 18 000 tm/an de soufre est produit sous forme de SO_2 récupéré lors du convertissage. Les besoins supplémentaires en soufre s'élèveraient à environ 5 000 tonnes métriques par année.

Constitution des réserves, récupération et manutention

Les installations de **stockage de nodules** assurant une réserve pour huit semaines, soit environ 870 000 tonnes métriques de nodules humides, prévues sur place, sont constituées d'unités couvertes préfabriquées, ont été prévues au site de l'usine. Elles comprennent aussi les digues servant à recueillir l'eau décantée dans des puisards pour le déchargement. La récupération se fait grâce à un système à roues traditionnel qui se déverse sur des bandes transporteuses. En se basant sur les pratiques existantes, on évalue le coût de base à 10,5 millions de dollars environ.

Comme les nodules sont transportés sous forme de boue jusqu'à l'aire de stockage, le matériel nécessaire à la **déshydratation** et au criblage donnerait lieu à des dépenses supplémentaires de l'ordre de 2 millions de dollars.

On a prévu sur le site de l'usine, des installations pour le **stockage des produits nécessaires au procédé**, la récupération, la manutention et la distribution, en supposant généralement, pour tous les matériaux en vrac, un stock suffisant pour quatre semaines. On suppose que la plupart des matériaux sont livrés par voie ferrée ou par voie maritime, selon l'origine supposée des matériaux (Tableau 3).

Des installations couvertes pour stocker une quantité de **charbon** suffisante pour quatre semaines (86 000 tonnes métriques), comprenant les convoyeurs à l'entrée et le matériel de récupération à la sortie, coûteraient environ 1,15 million de dollars.

Si la livraison du **coke*** se fait par cargaisons de 25 000 tonnes métriques environ, le coût des silos, comprenant la manutention et la distribution, serait de 750 000 $ environ.

Le stockage en réservoir du **mazout** nécessaire pour une période de quatre semaines environ (approximativement 57 000 barils) se fait dans des réservoirs de stockage. Les réservoirs sont endigués et protégés par des systèmes à la mousse. Les coûts des installations de stockage central, de pompage et d'entreposage dans différentes sections de l'usine ont été fixés en ajustant ces coûts actuels; ces coûts sont d'environ 3 millions de dollars.

Le stockage couvert du **calcaire** permettant d'entreposer une réserve suffisante pour quatre semaines (32 000 tonnes métriques) ressemblerait à celui du charbon. On récupérerait le calcaire à l'aide de chargeuses qui déverseraient leur charge dans des transporteurs allant jusqu'à un silo à l'entrée de chaque four de réduction à la chaux. Les aires de stockage supplémentaires sont desservies par de petites trémies

---

* Les besoins élevés en coke peuvent exiger la présence sur le site d'une usine de coke qui n'est pas prévue dans le présent rapport (voir Annexe II).

TABLEAU 3

Stockage des produits nécessaires au procédé

Produit	Exigences annuelles[1]	Exigences du stockage		Livraison[2]
		Durée	Quantité	
	tm/an	(semaines)	(tm)	
Nodules	4 873 474 tmh	8	866 080	Minéralier
Charbon	1 012 000	4	85 900	Voie ferrée
Coke	300 000	4	25 500	Minéralier
Mazout	666 800 baril	4	57 000	Minéralier
Calcaire	371 500	4	31 521	Minéralier
Silice	373 000	4	31 600	Voie ferrée
Soufre	43 800	4	3 700	Voie ferrée
Minerai de fer	46 000	6	5 800	Minéralier
Pâte pour électrode	40 000	-	-	Voie ferrée

1 Comprend:

charbon:	12 000 tm/an	(four à chaux)
coke:	100 000 tm/an	(production de ferromanganèse)
mazout:	9 000 barils/an	(four à chaux)
calcaire:	243 500 tm/an	(production de ferromanganèse)
	128 000 tm/an	(pour produire 70 000 tm/an de chaux)
hématite:	46 000 tm/an	(production de ferromanganèse)
pâte pour électrode:	7 000 tm/an	(production de ferromanganèse)
soufre:	4 870 tm/an	(supplément nécessaire pour la production de H_2SO_4)

2 A Port Hardy, tous les matériaux sont livrés par bateau.

alimentées à partir de l'aire de stockage centrale. Étant donné les différentes opérations qui exigent du calcaire et leurs diverses exigences eu égard au traitement, il faudra, prévoit-on, des tamis-concasseurs pour préparer le calcaire à un usage spécifique. Le coût des installations de stockage du calcaire est évalué à environ 2 millions de dollars.

Le stockage de l'approvisionnement de **silice** suffisant pour quatre semaines (32 000 tonnes métriques) est similaire à ceux des autres produits en vrac; et son coût est évalué à environ 610 000 $. Une somme additionnelle de 910 000 $ est prévue pour les systèmes de distribution de l'alimentation, particulièrement ceux autour du four électrique. Le coût total du stockage et de la distribution de la silice est donc de 1,52 millions de dollars.

On prévoit le stockage couvert d'une réserve de **soufre** suffisante pour quatre semaines, (3 700 tonnes métriques), car, comme on reçoit le soufre sous forme de produit sec, on peut l'emmagasiner aussi longtemps qu'on le désire et le faire fondre sur place pour la distribution à l'installation. Le coût total pour la fusion et le stockage du soufre, et pour les conduites nécessaires à sa distribution est de 970 000 $ environ.

Le coût d'un bâtiment approprié pour le stockage de la **pâte pour électrode** serait de l'ordre de 600 000 $. Le matériel nécessaire pour entrer et sortir le produit de l'entrepôt et pour le transporter vers les lieux d'utilisation coûtera 150 000 $, ce qui donne au total 750 000 $.

Le coût du silo pour l' **hématite** (5 800 tm) est de 250 000 $. La livraison se fait par bateau.

On considère que les frais de premier établissement pour le stockage de tous les autres produits non réutilisables sont mineurs et qu'ils sont inclus dans les estimations des différentes sections de l'usine.

Le tableau 4 donne un résumé des frais de premier établissement pour chaque sous-section.

TABLEAU 4

Frais de premier établissement: constitution des réserves, récupération et manutention

	Tous les sites millions de dollars
Stockage et récupération des nodules	
Stockage et récupération	10,50
Déshydratation	2,00
	12,50
Stockage et manutention des produits nécessaires au procédé	
Charbon	1,15
Coke	0,75
Mazout	3,00
Calcaire	2,00
Silice	1,52
Soufre	0,97
Pâte pour électrode	0,75
Hématite	0,25
TOTAL	22,89

Séchage et pré-réduction sélective

On prévoit un système monté en série pour **le stockage et le mélange** du charbon*, du coke et des nodules provenant des stocks de réserves de l'usine. Pour le charbon et le coke, le coût des silos montés dans un bâtiment en acier avec des convoyeurs à l'entrée et un système de mélange par convoyeur à la sortie est de 14 millions de dollars. Le coût relativement élevé est dû au fait qu'il faut pouvoir alimenter les fours pendant les périodes de fonctionnement et pendant les périodes d'arrêt de l'opération, tout en prévoyant une surveillance au niveau du concasseur (dont on aurait probablement besoin si on se base sur l'expérience). Le coût des trémies contenant les nodules livrés directement devant les fours est de 2 millions de dollars, donnant un total de 16 millions de dollars.

Le coût d'un **système de fours** a été évalué sur une base de six fours possédant chacun leur système d'alimentation, leur équipement pour le chauffage au mazout et leur système pour décharger et livrer les produits en vue d'un traitement plus poussé.

Même avec le type de brûleurs fournis pour maintenir la température constante dans les zones de séchage des fours, les gaz de rejet provenant de la combustion du coke contiendront une quantité considérable d'excès de chaleur. Afin d'utiliser cette chaleur, on prévoit une chambre de post-combustion pour brûler le carbone et le monoxyde de carbone et produire des rejets gazeux relativement propres. On peut supposer que la présence de matière carbonée dans le produit réduit diminuera la réoxydation des nodules partiellement réduits lors du transfert du four au four électrique. Par contre, la présence d'un excédent de coke dans le produit traité pourrait se traduire par une opération instable dans les fours électriques, problème qui nécessite une étude plus approfondie. Ainsi, on adopte une approche dans laquelle le coke non brûlé est criblé avant de procéder au déchargement du produit traité pour passer à l'étape suivante du traitement.

Le produit traité dans le four est passé à travers un système à soupape double pour être mis dans des wagonnets. Étant donné le volume élevé de fines produites dans les fours, on a augmenté le nombre d'unités dans le système et on a inclus un système de halage distinct pour la manutention des fines.

Le système de fours comprenant six fours, des trémies d'alimentation et un système doseur coûterait, compte tenu de l'augmentation proportionnée, environ 119 millions de dollars.

---

* Dans le schéma de fonctionnement représentant le modèle, le charbon n'est pas indiqué. Dans notre rapport, on prévoit des allocations pour les installations d'alimentation et de mélange du charbon et du coke, car on estime que ces derniers seront les réducteurs les plus économiques pour le procédé.

En se basant sur l'expérience acquise récemment où l'on se sert d'une charge d'alimentation constituée de pellets mous, on estime que les pertes sont de l'ordre de 20 %*; il faut donc un système de **recyclage des poussières.** Les poussières contenues dans le système d'épuration des rejets gazeux sont préparées en vue d'un traitement ultérieur dans les fours d'un système de pelletisation comprenant un petit broyeur, un plateau de pelletisation et un dispositif de réintroduction des pellets dans le système de fours. Compte tenu du volume traité à l'usine, la valeur du système est de l'ordre de 4 millions de dollars.

Un **système d'épuration des gaz**** installé après la chambre de post-combustion comprendrait des chaudières à chaleur résiduelle, un système de traitement de l'eau, la tuyauterie, des précipitateur électrostatiques à chaud, un ouvrage de raccord des conduits et des systèmes de récupération des poussières sèches. On suppose que le système vaudrait 20 millions de dollars. L'addition d'une seule cheminée atteignant la hauteur nécessaire (de l'ordre de 600 pieds) vaudrait 8 millions de dollars additionnels pour un total de 28 millions de dollars.

Le **déchargement et le transfert des produits** se font au moyen de chariots sur rails, garnis de matériaux réfractaires, tirés jusqu'aux fours électriques par des petites locomotives pour chariots roulants. On suppose que le produit ne sera pas réoxydé au cours du transfert. Les systèmes assurant le transfert du four au train et du train aux fours électriques peuvent être relativement simples. Les trains, qui sont surélevés ou placés au-dessus des fours, déchargent directement leur contenu à travers des tuyaux d'alimentation à partir de chariots convenablement placés. Des systèmes de récupération de la poussière, placés au-dessus des points de déchargement, seront nécessaires. Le coût des soupapes à cloche ou des clapets de refoulement pour le four; des chariots, de la locomotive et du système de rails pour le transfert; des bâtiments nécessaires et des accessoires est de 1,5 million de dollars.

Les coûts sont donnés au tableau 5.

Fusion

L'opération de fusion comprend les additions fondant, les fours électriques, le traitement des gaz rejetés, la récupération des poussières et le transfert des métaux pour le convertissage.

---

* On avait utilisé 6 % dans le modèle d'estimation.

** Actuellement, la production de vapeur en vue de produire de l'électricité ne serait pas justifiée compte tenu des coûts actuels de l'énergie hydro-électrique en Colombie-Britannique; si on utilisait cette vapeur seulement pour l'épuration, les dépenses supplémentaires créées par les chaudières à chaleur résiduelle et les précipitateurs électrostatiques ne seraient pas justifiables économiquement. Les coûts qui sont cités ici tiennent compte du désir d'économiser l'énergie et des augmentations possibles de tarif pour l'électricité en Colombie-Britannique.

TABLEAU 5

Frais de premier établissement: séchage et pré-réduction sélective

	Tous les sites millions de dollars
Stockage et mélange	16,00
Système de fours	119,00
Recyclage des poussières	4,00
Épuration des gaz	28,00
Déchargement et transfert des produits	1,50
TOTAL	168,50

Les fondants de silice et de calcaire prévus pour les fours électriques seront transférés, en quantités proportionnelles, dans les réservoirs, à l'aide de convoyeurs, puis de ces réservoirs aux chariots. Les chariots livreront le mélange aux fours électriques.

Il faudra, estime-t-on, quatre fours électriques, chacun mesurant 30 pi x 100 pi et contenant six électrodes en série. Pour ce faire, on utilisera des matériaux réfractaires convenables, riches en magnésium. Comme dans la plupart des opérations où la température est élevée, on a constaté que le refroidissement des parois à l'interface scorie/matte est nécessaire. On a prévu une allocation dans l'estimation, pour l'installation d'un refroidisseur en cuivre, breveté, pour protéger et allonger la durée utile des matériaux réfractaires.

Un des quatre fours est disponible pour traiter les scories en vue de produire du ferromanganèse de qualité ordinaire et riche en carbone. Le produit serait prélevé des poches de coulée et transféré dans des moules pour le refroidissement; après quoi il serait concassé et stocké, puis chargé dans les wagonnets.

Les estimations pour les fours électriques et le trémie à fondant sont basées sur des usines construites récemment. Le coût de quatre fours électriques serait, estime-t-on, de 30 millions de dollars.

La ventilation et le traitement des gaz rejetés des fours peuvent se faire de la même manière que dans beaucoup d'autres endroits.

Au point où les chariots de transfert sont déchargés dans les fours électriques, la ventilation se fait par addition d'air de dilution aux gaz chauds rejetés des fours. Ce mélange est envoyé dans une grande chambre de filtration classique où les gaz sont épurés puis rejetés dans l'atmosphère. Les poussières récupérées sont retournées directement aux fours par des goulottes à partir des chambres de filtration. Cette méthode minimisera le nombre de conduits et de tuyaux servant à l'épuration des gaz.

Le coût du bâtiments serait de 6 millions de dollars alors que celui des services, comprenant la ventilation, l'eau, l'air, le refroidissement par eau, les chambres de filtration, etc., serait de 3 millions de dollars.

Deux tiers environ des scories prélevés d'une extrémité des fours électriques seront éliminés et le reste sera directement transféré à l'état fondu dans le four destiné à la production de ferromanganèse.

La matte sera prélevée des fours à l'aide de poches, puis transférée au convertisseur au moyen de chariots sur rails, tirés par une petite locomotive diesel. Les poches seront alors soulevées et transportées par des grues dans la section convertissage de l'usine. On prévoit que le coût total de l'opération de fusion s'élèvera à 39 millions de dollars.

Convertissage

On peut utiliser des **convertisseurs** Pierce Smith ou des convertisseurs rotatifs à lance verticale (convertisseurs TBRC) pour convertir une matte à faible teneur, bien que les rejets gazeux des convertisseurs TBRC présentent une concentration relativement plus élevée de SO_2. On peut effectuer la scorification avec la même facilité dans l'un ou l'autre de ces convertisseurs, et les coûts d'utilisation seraient pratiquement les mêmes.

On pourrait convertir la matte en utilisant trois convertisseurs Pierce Smith mesurant 30 x 13 pieds, comprenant des hottes refroidies à l'eau et une installation pour l'épuration des gaz. Les rejets gazeux sont envoyés dans une chaudière à chaleur résiduelle où ils sont refroidis, puis dans les installations d'épuration où ils servent à produire de l'acide.

On prévoit que le coût des convertisseurs, des hottes, des conduits et des chaudières à chaleur résiduelle sera de 17,5 millions de dollars.

La matte sortant des convertisseurs sera coulée, concassée et granulée dans un petit système de **concassage et de broyage de la matte.** Le matériel nécessaire pour refroidir, mouler, briser et concasser la matte (taille 2 pouces) devrait coûter environ 6 millions de dollars, tandis que le matériel pour la broyer devrait coûter 5 millions de dollars.

TABLEAU 6

Frais de premier établissement: convertissage

	Tous les sites millions de dollars
Système de convertisseurs	17,50
Concassage et broyage de la matte	11,00
TOTAL	28,50

Affinage

L'affinage comprend la lixiviation de la matte, la séparation par échange d'ions et l'affinage électrolytique. L'estimation dans le présent rapport est basée sur une lixiviation de la matte, une extraction par solvants, un affinage électrolytique, et un système de garnissage qui serait construit en 1976. Le système diffère dans les détails de celui décrit dans le modèle d'estimation, tant dans le schéma de fonctionnement que dans les moyens de procéder, mais il comprend dans l'ensemble les mêmes opérations; son coût d'installation et d'utilisation serait probablement le même. On a appliqué les coefficients de volume et de rajustement appropriés.

On suppose que les cuves d'affinage électrolytique sont des unités en béton, garnis de plastique et que les halls d'électrolyse sont constitués des plus récents perfectionnements en matière d'électricité et d'environnement, permettant ainsi de maintenir un bon rendement et des bonnes conditions de fonctionnement.

On fixe à l'aide de courroies les cathodes de cuivre lors de l'expédition. Une unité de cisaillement du nickel, ainsi que des unités d'emballage et de pesée sont comprises dans l'estimation.

On prévoit qu'au total le coût sera de 164 millions de dollars.

Récupération du cobalt

L'affinage du cobalt, qui constitue la base de l'estimation faite dans le présent rapport, comprend la purification par solvants, l'affinage électrolytique, le cisaillement et la fixation à l'aide de courroies, ainsi qu'un certain stockage de solutions pour prévoir les variations de qualité dans les produits nécessaires à l'alimentation. On considère que le procédé utilisé pour la récupération du cobalt est plus rentable que la plupart des procédés actuellement utilisés.

Comme l'estimation a été faite à partir du coût de remplacement d'une installation existante, le coût de cette section serait de l'ordre de 20 millions de dollars.

Élimination des déchets

Les estimations pour l'élimination des déchets comprennent le transport des scories, un bassin à stériles, la récupération et l'élimination de l'effluent, ainsi que le terrain (Tableau 7).

L'estimation du **transport des scories** comprend les rails, les chariots porteur de la poche de coulée et d'autres pièces d'équipement. Le coût total d'un **bassin à stériles** de forme carrée, endigué avec de la terre et aux parois revêtues est aussi inclus. L' **élimination de l'effluent** prévoit la récupération du suintement et du ruissellement, ainsi que les conduites et un déversoir pour l'effluent. Le coût du terrain utilisé pour l'élimination des déchets est basé sur une superficie de 340 acres à raison de 1 500 $ l'acre.

Au site d'Emsley Creek, on suppose qu'il y a granulation des scories, puis pompage dans le bras Kitimat (Annexe I); ces opérations sont comprises dans la **préparation des scories.**

TABLEAU 7

Frais de premier établissement: élimination des déchets

	Kitimat	Emsley[1] Creek	Île Smith	Port Hardy
	(millions de dollars)			
Préparation des scories	1,50	1,50	1,50	1,50
Transport des scories	1,20	1,10	0,50	1,20
Bassin à stériles	2,78	-	2,78	2,78
Élimination de l'effluent	0,80	-	0,80	0,80
Terrain	0,51	-	0,51	0,51
TOTAL	6,79	2,60	6,09	6,79

1 Élimination dans le bras Kitimat - scories granulées.

Autres frais

On prévoit une somme égale à 18 %* de la totalité des frais de l'usine pour les coûts d' **ingénierie** et on suppose que le propriétaire fera parvenir le schéma du procédé de base aux concepteurs. On suppose en outre que le propriétaire est en mesure de créer un groupe de liaison fonctionnel ayant en main toutes les données nécessaires relatives au procédé afin de permettre à l'entrepreneur de convertir ces données en spécifications et en dessins. Le travail de l'entrepreneur commence avant la construction; il consistera à préparer des dessins, des spécifications pour le matériel, ainsi que l'ensemble des contrats en vue d'acheter le matériel et de passer des contrats pour la construction. On suppose qu'il est également responsable de la gestion des travaux et de la supervision du site.

En cas d' **imprévus,** on a inclus une somme égale à 20 % des frais d'exploitation de l'usine; cette somme est appropriée lorsque les installations sont classiques, comme elles semblent l'être pour la plupart. On octroie un pourcentage plus élevé pour des éléments dépendant du site. Le poste "imprévus" doit couvrir la marge brute d'autofinancement en cas d'imprévus.

* 12 % pour le calcul détaillé des installations et 6 % pour la supervision du site.

Les stocks de **réserve** correspondent à 5 % des 485 millions de dollars; destinés au matériel installé; ils sont basés sur l'usure mécanique du matériel utilisé.

Une somme de 10 millions de dollars consacrée à la **formation** a été allouée pour les frais de recrutement, de formation, les dépenses d'emménagement et les frais supplémentaires consacrés pour la mise en place du personnel initial des installations de traitement.

Les frais de **démarrage** de l'usine qui n'apparaissent qu'une fois sont estimés à 12 millions de dollars en supposant une durée d'exploitation de 6 mois pour atteindre la capacité de production; on prévoit une production nulle pendant un tiers du temps, une production de un tiers pendant le second tiers du temps et une production de deux tiers pendant le dernier tiers du temps. Ceci permet de tenir compte durant cette période, du remplissage du circuit et d'une production inférieure aux normes.

On suppose que les **taxes et les assurances** se chiffrent environ à 3 % des coûts du matériel installé qui sont de 485 millions de dollars.

TABLEAU 8
Exigences relatives au terrain

Installation	Exigences relatives au terrain (acres)	Coût au taux de 1 500$/acre
Usine principale		
Stockage des nodules	100	
Voies de garage et stockage des matières	35	
Accès par route et voie ferrée	25	
Installations secondaires	néant[1]	
Séchage et réduction	15	
Fusion et récupération du manganèse	200	
Affinage et récupération du cobalt	100	712 500
Sous-total	475	
Élimination des déchets[1]		
Scories et résidus; à raison de 17 acres/an	340	510 000
Terminal maritime[2]		
Maximum	50	75 000
TOTAL	865	1 297 500

1 Inclus dans: "Élimination des déchets" (Tableau 7)
2 Inclus dans: "Installations secondaires" (Tableau 2, Terminal maritime).

Le prix du **terrain** n'est prévu que pour l'usine principale (Tableau 8). Comme on peut choisir d'éliminer au large les scories granulées (au site d'Emsley Creek, Annexe I) et que l'élimination des déchets est spécifique au site, on estime séparément le prix du terrain réservé à cet effet. On détermine de la même façon la superficie nécessaire à la

TABLEAU 9

Résumé des frais de premier établissement

Postes de dépenses	Kitimat	Emsley Creek	Île Smith	Port Hardy[1]
	millions de dollars			
Aménagement du site	46,2	63,3	55,2	55,0
Installations secondaires	103,3	101,2	102,9	101,9
Constitution de réserves, récupération et manutention	22,9	22,9	22,9	22,9
Séchage et pré-réduction sélective	168,5	168,5	168,5	168,5
Fusion	39,0	39,0	39,0	39,0
Convertissage	28,5	28,5	28,5	28,5
Récupération du manganèse	(inclus dans d'autres sections - voir "Fusion")			
Affinage	164,0	164,0	164,0	164,0
Récupération du cobalt	20,0	20,0	20,0	20,0
Élimination des déchets	6,8	2,6	6,1	6,8
Sous-total (Dépenses relatives à l'usine)	599,2	610,0	607,1	606,6
Ingénierie	107,8	109,8	109,3	109,2
Sous-total (Dépenses relatives au procédé)	707,1	719,8	716,4	715,8
Imprévus	141,4	144,0	143,3	143,2
Sous-total	848,4	863,8	859,7	859,0
Pièces de rechange	24,3	24,3	24,3	24,3
Formation	10,0	10,0	10,0	10,0
Démarrage	12,0	12,0	12,0	12,0
Taxes et assurance	14,6	14,6	14,6	14,6
Terrain	,7	,7	,7	,7
Total	910,0	925,4	921,3	920,6
Fonds de roulement[2]	130,0	127,3	127,3	143,2
Grand Total	1 040,0	1 052,7	1 048,6	1 063,8

1 Aucune prévision pour le coût de la centrale électrique sur le site.
2 Coût d'exploitation pour 6 mois; aucune prévision pour les réserves de nodules.

construction du terminal maritime. Selon les estimations, le terrain nécessaire à la construction d'installations secondaires n'est guère important.

La somme destinée au **fonds de roulement** qui correspond à une durée d'exploitation de 6 mois est considérée équivalente au coût des produits nécessaires au procédé, des matières premières en stock, des produits en stock, des comptes à recevoir et de l'argent comptant. Le stock de nodules constitue, en raison de sa dimension et de l'importante valeur des nodules livrés, une somme importante qui s'ajoute au fonds de roulement; cependant, les nodules ne sont pas inclus dans les calculs, mais devraient être inclus plutôt dans un modèle d'exploitation intégrée.

Profil des dépenses de premier établissement

Le **profil des dépenses** correspondant au capital initial suppose une durée de construction de 4½ ans. Les études d'ingénierie précèdent de 4 mois le début de la construction et se poursuivent durant 75 % de la durée totale de la période de construction, en supposant que le terminal maritime et les installations annexes seront terminés au cours de la première année. La somme relative au coût de l'usine est distribuée sur les 36 mois suivants et celle relative à l'affinage sur les derniers 6 mois. Les dépenses pour le fonds de roulement ne sont pas incluses.

Le **capital de remplacement** correspond à 1 % de la totalité des frais annuels de l'usine à partir de la troisième année de production, de façon à maintenir la compétivité de l'usine et à incorporer de nouvelles améliorations technologiques (mais non à agrandir l'usine). Le matériel mobile est remplacé tous les 5 ans.

FRAIS D'EXPLOITATION

Base des estimations

Les estimations des frais d'exploitation sont basées en grande partie sur les données de la société Les Mines Falconbridge Nickel Limitée et de la Wright Engineers Limited. On a émis des hypothèses pour chacun des postes.

Les dépenses d'exploitation pour toutes les sections de l'usine, y compris les installations secondaires, sont regroupées sous les titres produits nécessaires au procédé (combustibles et non combustibles), services publics, main-d'oeuvre, fournitures, impôts fonciers, ventes et administration. Tous les coûts d'exploitation sont résumés au tableau 13.

Explication des coûts

Produits nécessaires au procédé

Les frais des produits nécessaires au procédé (combustibles et non combustible) comportent le prix des produits de base (Tableau 11) et un surplus pour leur livraison à un site spécifique.

Les sommes supplémentaires pour la livraison ont été estimées par l'ÉMR, d'après les données de la Wright Engineering Limited; selon le mode de transport, elles couvrent les dépenses pour la livraison à partir du terminal maritime jusqu'à l'usine.

TABLEAU 10
Profil des dépenses d'investissement[1]

Poste de dépenses	Dépenses par années (milliers de dollars) -5	-4	-3	-2	-1	Total
	(millions de dollars)					
Usine et matériel	59,9 (10)	221,7 (37)	161,8 (27)	77,9 (13)	77,9 (13)	599,2 (100)
Ingénierie et surveillance sur place	42,0 (39)	27,0 (25)	24,8 (23)	9,7 (9)	4,3 (4)	107,8 (100)
Imprévus	15,6 (11)	29,7 (21)	38,2 (27)	45,2 (32)	12,7 (9)	141,4 (100)
Pièces de rechange	-	-	-	9,2 (38)	15,1 (62)	24,3 (100)
Formation et démarrage	-	-	-	-	22,0 (100)	22,0 (100)
Taxes et assurances	,9 (6)	1,9 (13)	2,8 (19)	3,7 (25)	5,3 (100)	14,6 (100)
Terrain	0,7 (100)					0,7 (100)
TOTAL (sans le fonds de roulement)	119,1	280,3	227,6	145,7	137,3	910,0
Fonds de roulement	-	-	-	-	(130,0)	(130,0)
TOTAL (avec le fonds de roulement)	119,1	280,3	227,6	145,7	267,3	1 040,0

( ) = pourcentage de distribution pour le poste.
[1] Kitimat constitue le cas de référence.

TABLEAU 11
Coûts des produits nécessaires au procédé

Produits nécessaires au procédé	Exigence annuelle	Prix de base[1]	Coût de base	Dépenses supplémentaires pour le transport (000 x dollars)			
				Kitimat	Emsley Creek	Île Smith	Port Hardy
	tm/an	dollars/tm	000 x dollars				
Matières combustibles							
Charbon	1 012 000	50 (Installation portuaire sur le continent)	50 600	néant	néant	néant	5 060
Coke[2]	300 000	150 (Installation portuaire en C.-B.)	45 000	1 200	néant	néant	néant
Mazout	666 800 barils	15 barils (Installation en C.-B.)	10 002	néant	néant	néant	néant
Total pour les matières combustibles			105 602	1 200	néant	néant	5 060
Matières non combustibles							
Calcaire	371 500	25 (Installation portuaire en C.-B.)	9 288	7 059 (19)[3]	5 201 (14)	5 201 (14)	3 344 (9)
Silice	373 000	12 (Installation portuaire en C.-B.)	4 476	7 087 (19)	5 222 (14)	5 222 (14)	1 492 (4)
Soufre	43 800	59 (Installatio portuaire sur le continent)	2 584	1 533 (35)	1 533 (35)	1 533 (35)	1 971 (45)
Minerai de fer	46 000	18 (Installation portuaire en C.-B.)	828	874 (19)	644 (14)	644 (14)	184 (4)
Pâte pour électrode	40 000	310 (Kitimat)	12 400	160 (4)	néant	néant	560 (14)
Ammoniac	3 000	171 (Installation portuaire sur le continent)	513	120 (40)	120 (40)	120 (40)	150 (50)
Sulfure d'hydrogène[2]	5 500	500 (Fort Saskatchewan)	2 750	275 (50)	275 (50)	275 (50)	330 (60)
Réactif LIX	840	7 166 (Partout en C.-B.)	6 019				
Folculant	320	660 (Partout en C.-B.)	211				
Sulfate de sodium	1 100	75 (Partout en C.-B.)	83				
Acide borique	180	400 (Partout en C.-B.)	72	122 (25)	122 (25)	122 (25)	122 (25)
Sel (NaC1)	180	75 (Partout en C.-B.)	14				
Produits chimiques pour château d'eau	740	1 800 (Partout en C.-B.)	1 332				
Adjuvant pour filtrage	1 500	195 (Partout en C.-B.)	293				
Total pour les matières non combustibles			40 863	17 230	13 117	13 117	8 153

[1] Source: Estimation de l'EMR; prix f.à b. au point de livraison; "Installation portuaire en C.-B." comprend l'Île de Vancouver (p. ex. Port Hardy), mais "Installation portuaire sur le continent" ne comprend pas l'Île de Vancouver.
[2] Peut être produit sur place.
[3] ( ) frais supplémentaire de $/tm pour la livraison.

Services publics

Il faudra acheter environ 175 MW* d'électricité. Il en coûtera environ 18,4 millions de dollars** au taux de 13,3 mils par kWh, fixé par le producteur (à compter d'avril 1979) et accordé aux importants utilisateurs industriels qui achètent de l'électricité sous contrat auprès de la B.C. Hydro.**

Dans le cas de Port Hardy, il en coûtera 36 mils par kWh pour acheter de l'électricité d'une nouvelle centrale de 175 MW alimentée au charbon, soit un coût total de 50 millions de dollars pour l'électricité (Annexe II).

Main-d'oeuvre

Les frais de main-d'oeuvre sont calculés d'après les exigences élaborées pour la plupart des sections de l'usine (Tableau 12) et d'après un salaire annuel de 21 800 $ pour chaque opérateur, de 24 100 $ pour les membres du personnel d'entretien et de 27 500 $ pour les salariés. Ces montants comportent les frais généraux et tous les paiements effectués au nom de l'employé (environ 25 % du salaire de base), mais ne comprennent pas les frais indirects comme les loisirs, la cafétéria, etc. Parmi toutes les exigences d'équipement en hommes, soit 1 910, les salariés comptent pour 478 (25 %), les opérateurs pour 859 (45 %) et les personnes chargées de l'entretien pour 573 (30 %).

Fournitures

On prévoit une certaine somme pour l'exploitation, l'entretien, la santé et la sécurité et le laboratoire.

Taxes foncières, assurances et autres frais

On prévoit une somme de 1,5 millions de dollars pour les taxes foncières, les assurances et l'inspection.

Ventes et administration

Les sommes prévues pour les frais de ventes ont été examinées avec des personnes travaillant dans ce domaine et sont considérées suffisantes. On prévoit 10 personnes touchant annuellement 100 000 $ chacune, sans compter les frais de base se chiffrant à 5 millions de dollars.

---

* L'usine produit 100 MW environ: exigence totale en électricité 275 MW (y compris 60 MW pour la production de ferromanganèse).

** On suppose 24 heures/jour pendant 330 jours/an.

TABLEAU 12

Répartition de la main-d'oeuvre

Zone de l'usine	Main-d'oeuvre
Installations secondaires	
Transport terrestre	4
Terminal maritime	40
Usine d'oxygène	10
Usine d'acide sulfurique	20
Four à chaux	6
Constitution de réserves, récupération et manutention	150
Séchage et pré-réduction sélective	360
Fusion et convertissage (associés à la production de manganèse)	450
Production de ferromanganèse	60
Affinage et récupération du cobalt	600
Chantier et autres travaux	210
TOTAL	1 910

TABLEAU 13

Résumé des frais d'exploitation annuels

Postes de dépenses	Site			
	Kitimat	Emsley Creek	Île Smith	Port Hardy
	millions de dollars			
Frais Directs				
Produits nécessaires au procédé				
Matières combustibles	106,8	105,6	105,6	110,7
Matières non combustibles	58,1	54,0	54,0	49,0
Sous-total	164,9	159,6	159,6	159,7
Services publics				
Achat d'électricité	18,4	18,4	18,4	50,0[1]
Main-d'oeuvre				
Personnel salarié	13,2	13,2	13,2	13,2
Personnel d'entretien	18,7	18,7	18,7	18,7
Personnel d'exploitation	13,8	13,7	13,7	13,7
Sous-total	45,7	45,6	45,6	45,6
Fournitures				
Exploitation	13,4	13,4	13,4	13,4
Entretien - réparation	9,0	9,0	9,0	9,0
Sécurité et santé	0,6	0,6	0,6	0,6
Laboratoire	0,5	0,5	0,5	0,5
Sous-total	23,5	23,5	23,5	23,5
Sous-total, frais directs	252,5	247,1	247,2	278,8
Frais Indirects				
Taxes foncières et assurances	1,5	1,5	1,5	1,5
Ventes et administration	6,0	6,0	6,0	6,0
Sous-total, frais indirects	7,5	7,5	7,5	7,5
TOTAL	260,0	254,6	254,6	286,3

[1] Achat d'électricité d'une centrale sur le site.

ANNEXE I

Description de certains sites possibles pour la construction d'une usine de traitement en Colombie-Britannique

Les résumés suivants concernant les emplacements possibles ont été établis d'après un rapport préparé par la Wright Engineers Limited pour le compte du Ministry of Economic Development de la Colombie-Britannique qui a été assisté par la section DR/SPM du ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources. Le rapport traite en partie des emplacements possibles pour le traitement des nodules de manganèse et examine quatre emplacements qui, semblent convenir en se basant sur une estimation superficielle de certains facteurs comme la disponibilité d'un terrain industriel pour l'usine, l'élimination des résidus, les voies d'accès et la production d'électricité. Trois des emplacements sont situés au voisinage de Prince Rupert et de Kitimat et l'autre est situé sur la côte nord-est de l'Île de Vancouver.

Ces emplacements ont deux points en commun; les précipitations annuelles sont très élevées par rapport à l'évaporation annuelle et le site se prête bien à des installations portuaires en eau profonde. Ces caractéristiques auront des incidences financières, en ce qui concerne le besoin d'un stockage à couvert, d'installations pour l'élimination des résidus et d'installations de refroidissement par évaporation.

Certaines caractéristiques de chaque site qui influent sur les estimations des frais de premier établissement et des frais d'exploitation spécifiques relatifs à une usine à ces emplacements sont résumées ci-dessous:

Kitimat

On a choisi un emplacement situé sur le côté occidental de la vallée de Kitimat juste au sud de la rivière Little Wedeene pour établir les estimations financières au site de Kitimat (Fig. I-1). Le terrain en pente douce est situé près de la mer à proximité de la fonderie de Aluminium du Canada, Limitée (Alcan). Les difficultés de conception et de construction des fondations de l'usine causées par la présence d'épaisses couches d'argile silteuse et friables entraîneront vraisemblablement des frais élevés pour la fondation.

Le transport par voie ferrée jusqu'à l'usine de traitement des nodules se ferait par un embranchement de 2 km à partir de la ligne adjacente du Canadien National, tandis que l'accès par camions se ferait par un chemin forestier de 2 km traversant la forêt à partir du centre de services. L'électricité serait fournie par une ligne de transport d'énergie d'un kilomètre reliée à la ligne de transport d'énergie adjacente de la B.C. Hydro. On suppose ici que la rivière Little Wedeene, affluent de la rivière Kitimat, constituerait une source d'eau pour l'usine, même s'il s'avère difficile d'effectuer d'autres retraits de la rivière Kitimat, à cause de la présence de saumons dans ces eaux.

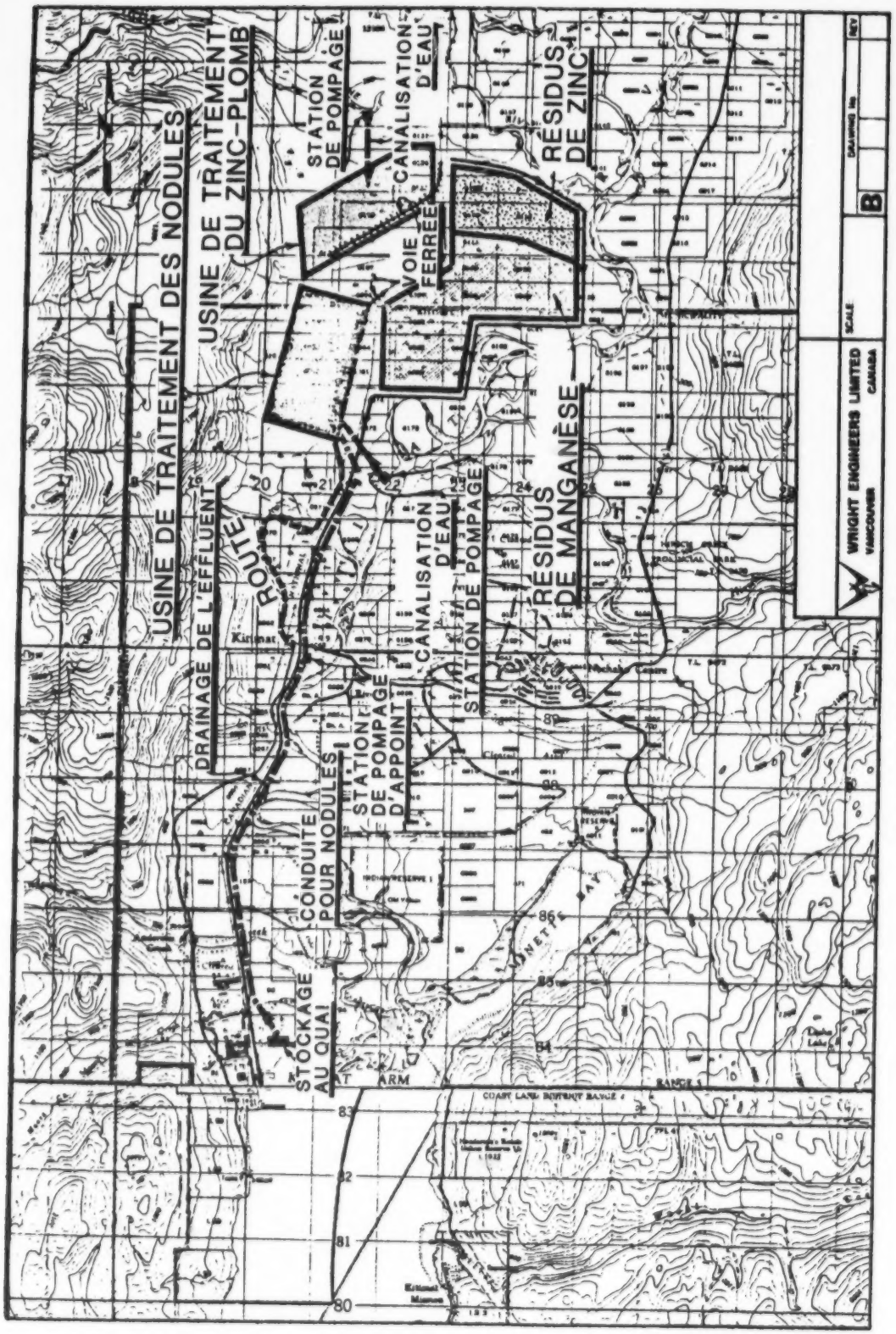

FIG. I-1. SITE DE KITIMAT

Le terminal maritime pourrait facilement être construit dans le Bras Kitimat qui est protégé et dont la profondeur est suffisante pour permettre le passage de grands minéraliers. Les nodules ou les autres matières indispensables au procédé seraient déchargés dans une installation portuaire ou dans un terminal et devraient être transportés sur environ 12 kilomètres jusqu'au site de l'usine.

Des digues pour les résidus et des décharges pour les scories pourraient être emménagées sur le terrain étendu, plat et marécageux situé à proximité du site de l'usine. Comme il est interdit de déverser l'effluent dans la rivière Kitimat, les eaux de ruissellement et de suintement provenant des décharges pour les scories ou des bassins de stockage des résidus doivent être retournés dans la baie de Kitimat par une canalisation dans le sol, pouvant transporter un volume important de l'évacuation, dû à la grande superficie des bassins et au taux élevé des précipitations.

Emsley Creek

Du côté occidental du Bras Kitimat, entre Kitimat et le lac Jesse, le terrain relativement plat de la vallée d'Emsley Creek semble se prêter à la construction d'une usine de traitement des nodules (Fig. I-2). Le ruissellement au niveau du cours supérieur d'Emsley Creek devrait être détourné dans le lac Jesse.

Il faudrait construire quelque 20 kilomètres de route et 17 kilomètres de voie ferrée sur des terrains très accidentés et très rocheux pour accéder au site d'Emsley Creek et au lac Jesse. Il faudrait également construire une ligne de transport d'énergie de 18 km. Dans chaque cas, ces services proviendraient de la proximité de la fonderie de l'Alcan. Le lac Jesse constituerait une source d'eau suffisante.

Emsley Point constitue un bon emplacement pour un terminal maritime. L'eau est profonde à proximité de la côte et l'usine n'est située qu'à une courte distance.

Le terrain n'est pas assez grand pour permettre d'éliminer les résidus ou les scories dans la vallée. Par conséquent, pour ce site particulier, l'élimination des résidus ne serait réalisable que dans la mer au niveau du Bras Kitimat. Les scories ou les résidus réduits en granules pourraient être déversés dans le Bras Kitimat dont la largeur à cet endroit est d'environ 3 km et la profondeur 298 mètres. La profondeur de l'eau continue de s'accroître vers le sud en aval du canal Douglas.

Île Smith

L'Île Smith est située entre 15 et 20 km au sud de Prince Rupert sur le côté sud de l'embouchure de la rivière Skeena (Fig. I-3). Le site est séparé du continent par un canal peu profond du passage Inverness. Sur le côté nord de l'île se situe un terrain relativement uniforme à une altitude inférieure à 200' qui serait suffisamment grand pour la construction d'une usine de traitement.

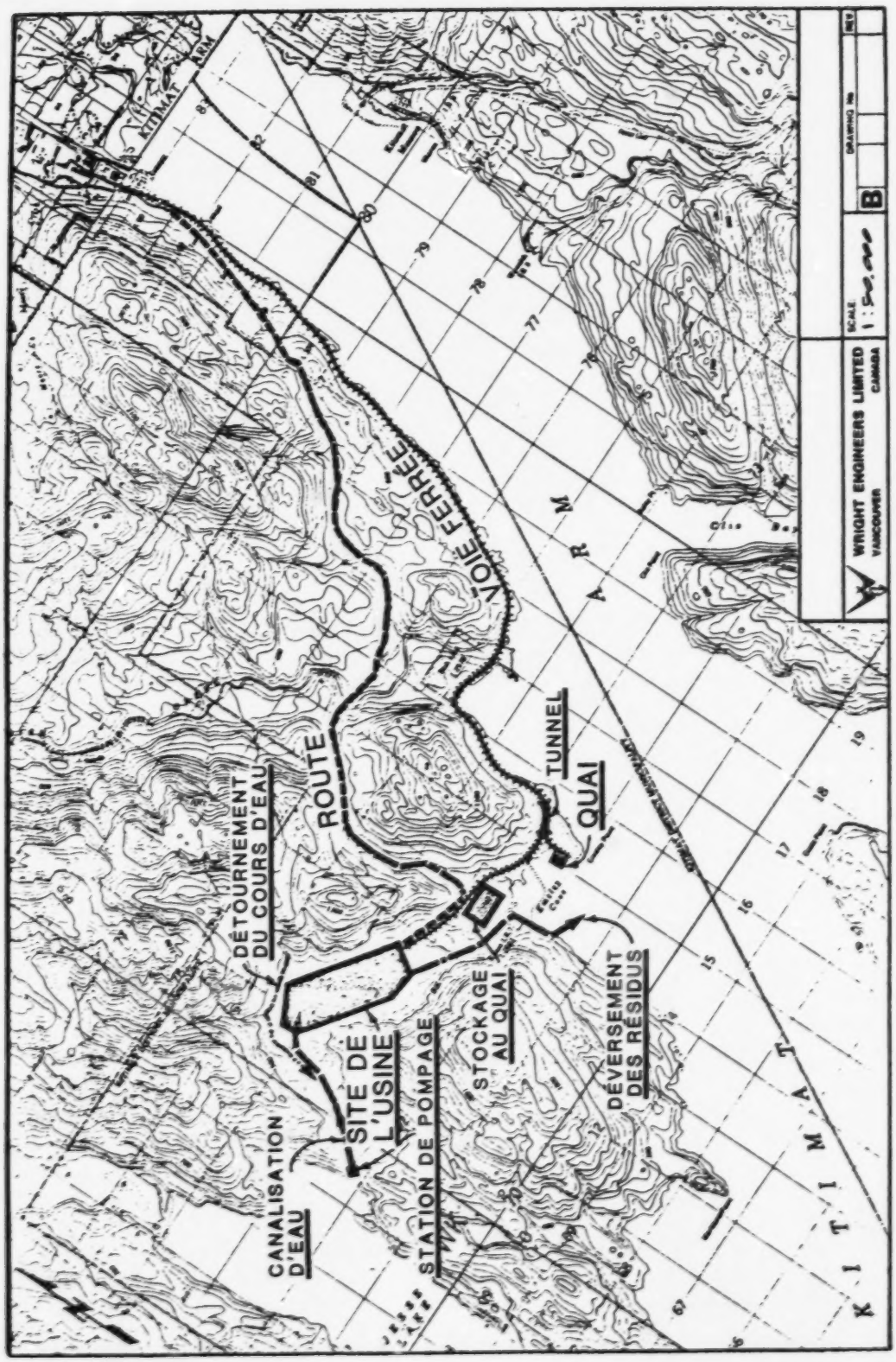

FIG. I-2. SITE D'EMSLEY CREEK

FIG. I-3. SITE DE L'ÎLE SMITH

L'accès par route et par voie ferrée serait réalisé par l'intermédiaire d'une chaussée surélevée et d'un pont situés au point le moins profond du passage Inverness où la profondeur maximale de l'eau est d'environ 7 mètres. Il serait possible d'effectuer les raccordements avec la route existante provenant de Prince Edward, qu'il faudrait améliorer, et avec la voie ferrée du Canadien National qui se prolonge jusqu'à Prince Rupert le long du passage Inverness du côté du continent. On suppose que l'électricité pourrait être fournie par la B.C. Hydro and Power Authority et par les autorités portuaires de Prince Edward et que l'on devrait construire une ligne de transport d'énergie de 7 km jusqu'à l'usine. L'eau proviendrait de petits barrages bâtis dans trois lacs situés sur le côté nord de l'île.

Le quai du terminal maritime pourrait être situé sur le côté sud de l'île où l'eau est d'une profondeur de 10 brasses à proximité de la côte et où l'accès est dégagé pour les gros bateaux. Même s'il est abrité contre la plupart des intempéries, le site portuaire est ouvert à l'ouest et au nord-ouest. La distance entre le quai et l'usine est semblable à celle du site de Kitimat.

Tout à côté de l'usine se trouve l'anse Tsum Tsadai qui semble constituer un emplacement approprié à l'élimination des résidus ou des scories. La construction d'un barrage d'une hauteur maximale de l'ordre de 45 mètres et de 200 mètres de long environ permettrait de stocker une quantité suffisante.

Port Hardy

Il existe entre Port McNeill et Port Hardy une région étendue et relativement uniforme se prêtant à la construction d'une usine de traitement (Fig. I-4). Cependant, cette région se trouve dans une zone d'activité séismique; les structures de l'usine devraient donc être conçues pour résister à des tremblements de terre importants.

L'accès à l'usine nécessiterait la construction d'une route de 3 km. Comme il n'existe aucune voie ferrée en direction du nord de l'île de Vancouver, les produits nécessaires au procédé devraient être acheminés par mer. Il faudrait également construire des installations électriques, car la B.C. Hydro et les lignes de transport d'énergie de la région ne pourraient fournir suffisamment d'électricité. L'usine pourrait être alimentée en eau à partir des réservoirs formés par la construction de barrages de stockage à faible profondeur (inférieurs à 20 mètres) sur les rivières Kaogh et Cluxewe.

Il faudrait construire des quais à False Head où la profondeur de l'eau est de 18 mètres à 600 mètres de la rive. Cet endroit est exposé aux intempéries dans plusieurs directions.

En supposant que les aires d'élimination des résidus sont situées dans une région éloignée des "gisements houillers possibles exploités à ciel ouvert" la dénivellation sur la largeur du bassin serait d'approximativement 200'.

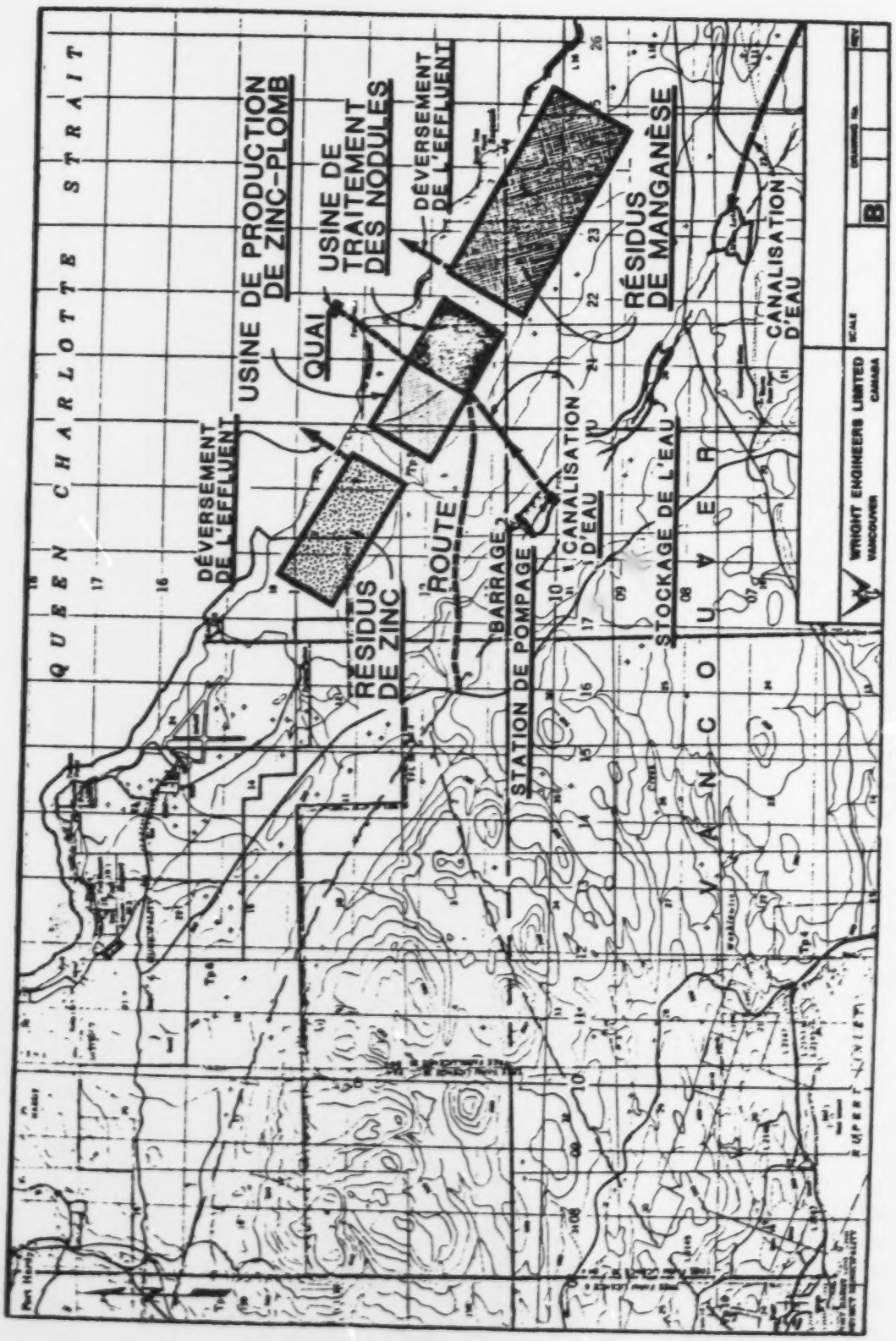

FIG. I-4. option 1 SITE DE PORT HARDY

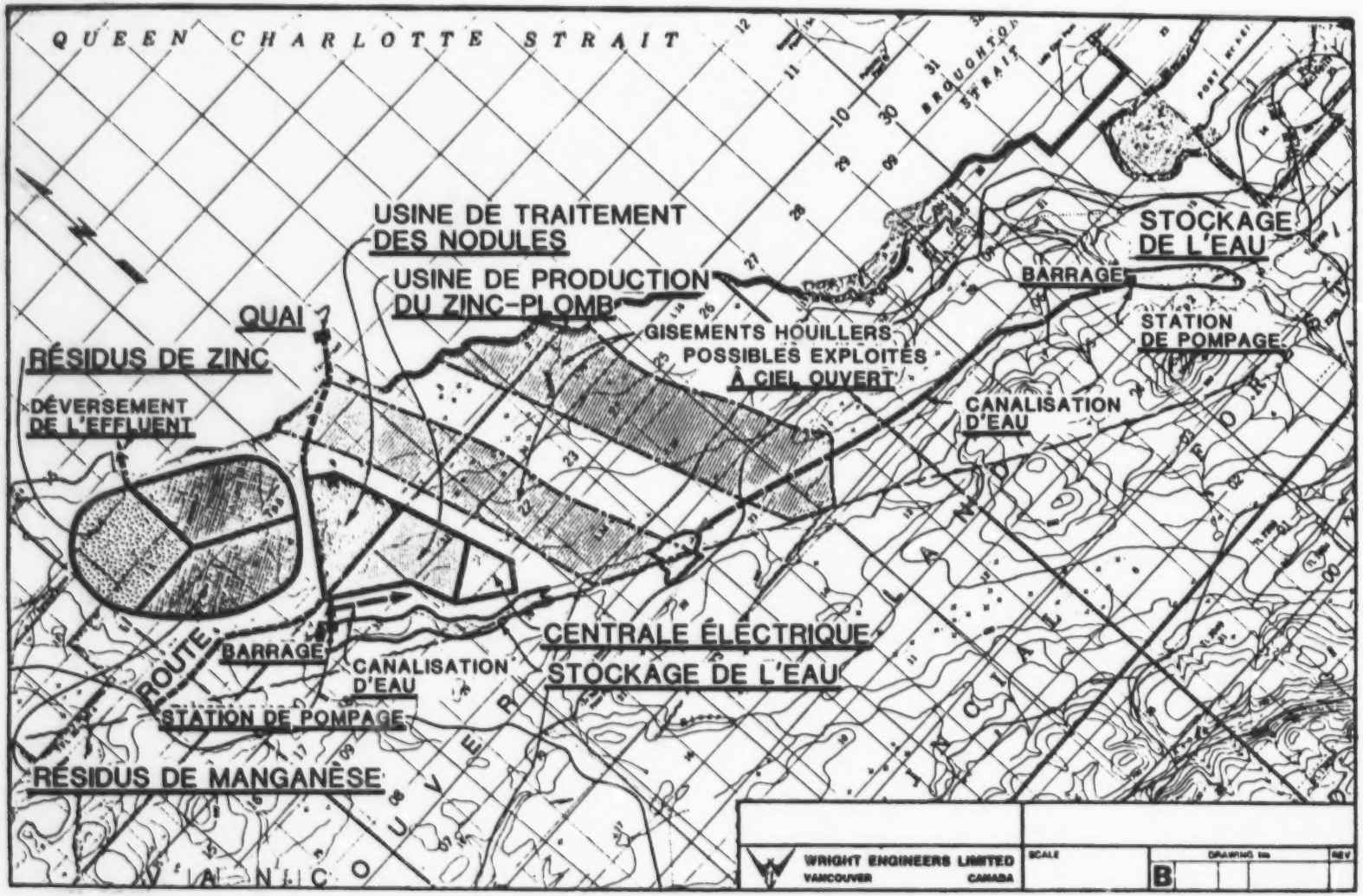

FIG. I-4. option 2 SITE DE PORT HARDY

Les exigences en charbon pourraient être assurées par l'exploitation du gisement houiller Suquash. En outre, des quantités importantes de calcaire de haute qualité pourraient être assurées à partir de sources situées dans l'Île de Vancouver.

ANNEXE II

Installations secondaires spéciales

Centrale électrique

A Port Hardy, il n'est pas possible d'acheter l'électricité nécessaire. On considère donc l'installation d'une centrale électrique qui consisterait en deux stations de 100 MW alimentées au charbon et comprenant chacune un générateur de vapeur consommant 50 t/h de charbon pauvre en soufre (1 %), d'un pouvoir calorifique de 11 000 Btu/lb. Cette centrale fournirait 370 t/h de vapeur à 2 400 lb/po^2 et à 1 000 °F à une turbine à vapeur. Après expansion dans le cylindre à haute pression de la turbine, la vapeur serait réchauffée dans le générateur à vapeur jusqu'à 1 000 °F avant de subir une nouvelle expansion dans la turbine d'où elle sortira à une pression de 3 po de Hg. On maintiendrait le vide dans le condenseur avec de l'eau de refroidissement (20 000 t/h) pompée de la mer à une température variant entre 40 et 45 °F et cette eau quittera le condenseur à une température variant entre 50 et 57 °F.

La turbine à vapeur entraînera une génératrice qui serait de 24 kV, 3 600 tour/mn, 60 hZ et aurait un facteur de puissance de 0,9. Cette génératrice à 3 phases, serait munie d'un système de refroidissement à l'hydrogène en circuit fermé.

Les gaz brûlés de chaque générateur de vapeur passeraient à travers un dépoussiéreur électrostatique où plus de 99 % des particules de cendre volante en suspension seraient éliminées avant que les gaz brûlés ne soient rejetés dans l'atmosphère par une cheminée de 600 pieds de hauteur.

On prévoit des installations pour recevoir, stocker et préparer le charbon et des installations pour éliminer, transporter et rejeter les cendres. Il faudrait environ 665 000 tm/an de charbon. Aucune prévision n'a été faite pour éliminer le SO_2 des gaz brûlés.

En rajustant le coût de base de 180 millions de dollars et la quantité de charbon nécessaire pour produire 175/MW, on obtient 582 000 tm/an de charbon et un coût de 160 millions de dollars.

Cokerie

Le procédé de l'OMI dont on envisage l'étude exigerait 300 000 t/an de coke. Bien qu'une telle quantité de coke ne peut être obtenue auprès des installations existantes sur la côte Ouest, on suppose, dans cette étude, que le coke sera acheté. Cependant, puisqu'on exploite en C.-B. des gisements de charbon à coke, on pourrait aussi prévoir une batterie de fours à coke sur le site ou à proximité du site de l'installation de traitement des nodules.

La Dofasco Inc. a construit en 1976-78 une annexe à sa cokerie; elle comportait 35 fours à coke d'une capacité de 400 000 t/an et avait coûté 110 millions de dollars. Si on tient compte de l'inflation, le coût de cette annexe, en décembre 1978, aurait été de 130 millions de dollars.

Ainsi, une batterie de fours d'une capacité de 300 000 t/an aurait coûté environ 100 millions de dollars en décembre 1978. La consommation annuelle de charbon utilisée pour produire la quantité nécessaire de coke serait de l'ordre de 245 000 tonnes.

Le charbon utilisé dans la batterie de fours à coke pourrait être le même que celui utilisé dans les autres étapes métallurgiques du procédé de l'OMI; ainsi, la consommation totale annuelle de charbon serait de l'ordre de 925 000 tonnes.

En plus de la production de coke, l'usine pourrait aussi donner des sous-produits tels que du gaz utilisable lors du traitement des nodules et des goudrons qu'on pourrait vendre.

Le nombre d'employés dans l'usine de la Dofasco Inc. est de 70; l'usine relativement plus petite dont on aurait besoin pour le traitement des nodules suivant le procédé de l'OMI exigerait peut-être 60 employés.

le 5 janvier 1983